

目次

第2章 年間約10万トン規模でのCO ₂ 分離・回収設備	2-1
2.1 設備運転および性能検証	2-1
2.1.1 供給設備の運転検証	2-1
2.1.2 分離・回収設備の運転検証	2-5
2.1.3 圧入設備の運転検証	2-19
2.1.4 運用システムの検証	2-22
2.1.5 保安設備の運転検証	2-30
2.2 日常保全および定期保全 (SDM)	2-34
2.2.1 保全業務内容	2-34
2.2.2 保全業務体制	2-35
2.2.3 日常保全業務結果	2-35
2.2.4 定期保全業務 (SDM) 結果	2-36
2.2.5 突発補修業務結果	2-41
2.2.6 設備休止対応	2-43
2.3 安全・環境管理	2-44
2.3.1 安全管理	2-44
2.3.2 環境管理	2-47
2.4 CCSコストの推算	2-49
2.4.1 設備コスト試算の仮定 (年間20万t-CCS)	2-49
2.4.2 運転コスト試算の仮定 (年間20万t-CCS)	2-52
2.4.3 設備および運転コスト (年間20万t-CCS)	2-53
2.4.4 年間100万t-CCSのコスト推算	2-54
2.4.5 年間100万t-CCSのコストに関する各種検討	2-56
2.4.6 海外CCSプロジェクトのコスト調査	2-57
2.4.7 CCSコスト試算のまとめと考察	2-59
2.5 設備の信頼性検討	2-60
2.5.1 PSAオフガス圧縮機/10C-001の開放点検	2-61
2.5.2 分離回収設備の開放点検	2-62
2.5.3 CO ₂ 圧縮機の開放点検	2-64

第2章 年間約10万トン規模でのCO₂分離・回収設備の運転

苫小牧 CCS 実証試験センター（以下、「当センター」と称する。）の設備は、CO₂含有ガスの供給を行う D1-1 基地、および CO₂ 含有ガスから CO₂ を分離・回収し、その CO₂ を圧入する D1-2/D0 基地の 2 つから構成されている（図 2-1）。この 2 つの基地の配管距離は 1.4 km（直線距離で 1 km 弱）である。

以下に 2019 年度の業務実施状況について記す。



図 2-1 D1-1 基地および D1-2/D0 基地位置図

2.1 設備運転および性能検証

2.1.1 供給設備の運転検証

本項では、PSA（Pressure Swing Adsorption）オフガスを D1-2/D0 基地へ供給する D1-1 基地の運転等について記す。

(1) PSA オフガスの供給源と分離・回収プラントとの連携

本事業では、CO₂ 供給源である出光興産株式会社（以下、「出光興産」と称する。）北海道製油所（以下、「製油所」と称する。）の D1-1 基地から近隣の D1-2/D0 基地に PSA オフガスを送気している。

PSA オフガスの送気には、供給源である製油所 D1-1 基地と、分離・回収する D1-2/D0 基地間の密な連携が重要である。以下に、両基地の連携について概要を記す。

① 出光興産と当社の本社間の連携

a. 基地間連携共同要領の策定と活用

本事業では、製油所内に位置するD1-1基地と当センターのD1-2/D0基地が効率よく連携して運転できるように、試運転時から両社共同で基地間連携共同要領を定めている。

b. 年間計画の立案

当社と出光興産は、基地間連携共同要領に従い本社間で送気計画を前年度に立案し決定している。2019年度は年度下期にCO₂圧入目標量の30万tに達する見込みがあったことから、2019年3月に2019年4月～2019年10月までの月ごとの送気計画を決定した。

c. 各月の送気計画

上記b.で定めた年間計画をベースに、原則、各月に、2箇月先の送気計画を決定した。具体的には、各月の第3営業日までに当社本社から出光興産に対して2箇月先の日毎の送気希望量を提示し、出光興産は第10営業日までに当社本社に対して送気計画(案)を作成し、両社調整の上で合意した。これにより、各月の半ばまでに、翌々月の送気計画を立案した。

② 製油所と当センター間の連携

a. 週間工程会議

本事業を円滑に遂行するために、当センターと製油所間では、原則毎週1回、週間工程会議を開催した(ただし、計画どおりの運転の場合は省略)。この会議で、直近の両基地の状況を踏まえた送気計画の詳細を決定した。

週間工程会議を密に行うことにより、互いに相手の設備の状況、運転内容および課題等が把握でき相互理解が促進された。

b. 通常の運転状況把握(基地間通信システム)

両基地の基本的な運転状況データは、基地間通信システムによって両社運転担当部署間で共有した。どちらかの装置に異常が発生した場合には、それらのデータと、通常電話、電子メール、および次項に述べるホットライン(両基地連絡用直通電話)を活用し、データ共有の欠落を防いだ。

c. ホットラインの活用

CCS 関連装置に急な異常（例えば装置の緊急停止）が発生した場合等に、両基地の装置や運転への支障を最小限に抑えるために、両社の運転担当の直長間を直接に結ぶホットライン（両基地連絡用直通電話）を設置している。この機能を活用し、装置トラブル等の緊急時のみならず、運転条件変更時等の際に必要な連絡を行った。2019年度の活用実績は以下のとおりである。

2019年4月：27回、5月：16回、6月：22回、7月：27回、8月：29回、9月：27回、10月：27回、11月：28回、12月：0回、2020年1月：0回、2月：0回、3月：0回

こうした密な情報交換によって、送気量変動時（開始時や停止時等）の両基地運転の円滑な連携が実現した。

(2) 2019年度のPSAオフガス送気計画と結果

① 2019年度の送気

a. 2019年度の送気計画

2019年3月に合意した2019年度のPSAオフガス送気計画を表2.1-1(1)(2)に示す。2019年4月は100%負荷であるが、5月25日から7月8日までは製油所の定期修理の関係で送気関連装置が停止する予定のため、送気ゼロとし、送気再開後は70%から80%台の負荷として、9月末に送気完了とする計画とした。

表 2.1-1(1) 2019年3月に立案・合意した送気計画

	2019年						上期計
	4月	5月	6月	7月	8月	9月	
CO ₂ 供給可能量 (t)	17,720	13,821	0	8,948	13,275	14,668	68,432
PSA オフガス 送気量 (kNm ³)	18,000	14,040	0	9,090	13,485	14,900	69,515
BSバック アップ量 (t)	2,696	2,103	0	1,361	2,020	2,231	10,411

表 2.1-1(2) 2019年3月に立案・合意した送気計画

	2019年			2020年			下期計	合計
	10月	11月	12月	1月	2月	3月		
CO ₂ 供給可能量 (t)	0	0	0	0	0	0	0	68,432
PSA オフガス 送気量 (kNm ³)	0	0	0	0	0	0	0	69,515
BSバック アップ量 (t)	0	0	0	0	0	0	0	10,411

b. 2019年度の送気実績

2.1.1(1)②a で述べたとおり、実際の送気量は現場間の週間工程会議で最終決定した。2019年度の送気実績を表 2.1-2(1)(2)に示す。2019年度は、合計で、PSA オフガス送気量は 67,255 kNm³、PSA オフガス代表組成 (CO₂濃度 51.6 mol%) から算出した CO₂送気量 (概算) は、68,124 t であった。なお、2019年4月19日および8月23日に発生したガス供給元の都合および2019年10月9日に発生した D1-2/D0 基地側の不具合の影響等により、送気は計画比減量となり、送気完了は2019年11月22日となった。

表 2.1-2(1) 2019年4月～2019年9月実績 PSA オフガス送気量と送気 CO₂ 量

	2019年						上期計
	4月	5月	6月	7月	8月	9月	
PSA オフガス 送気量 (kNm ³)	11,308	14,640	1,392	3,172	9,849	10,307	50,668
送気 CO ₂ 量 ^{注1)} (t)	11,454	14,829	1,410	3,213	9,976	10,440	51,322

表 2.1-2(2) 2019年10月～2020年3月実績 PSA オフガス送気量と送気 CO₂ 量

	2019年			2020年			下期計	合計
	10月	11月	12月	1月	2月	3月		
PSA オフガス 送気量 (kNm ³)	5,182	11,405	0	0	0	0	16,587	67,255
送気 CO ₂ 量 ^{注1)} (t)	5,249	11,553	0	0	0	0	16,802	68,124

注1) PSA オフガス代表組成 (CO₂ 濃度 51.6 mol%) から算出した概算値 (参考)。圧入量ではない。

2.1.2 分離・回収設備の運転検証

(1) 分離・回収エネルギーの検証

分離・回収プロセスは、活性アミンを使用した OASE (BASF 社のライセンスプロセス) の 2 段吸収法である (図 2.1-1 参照)。

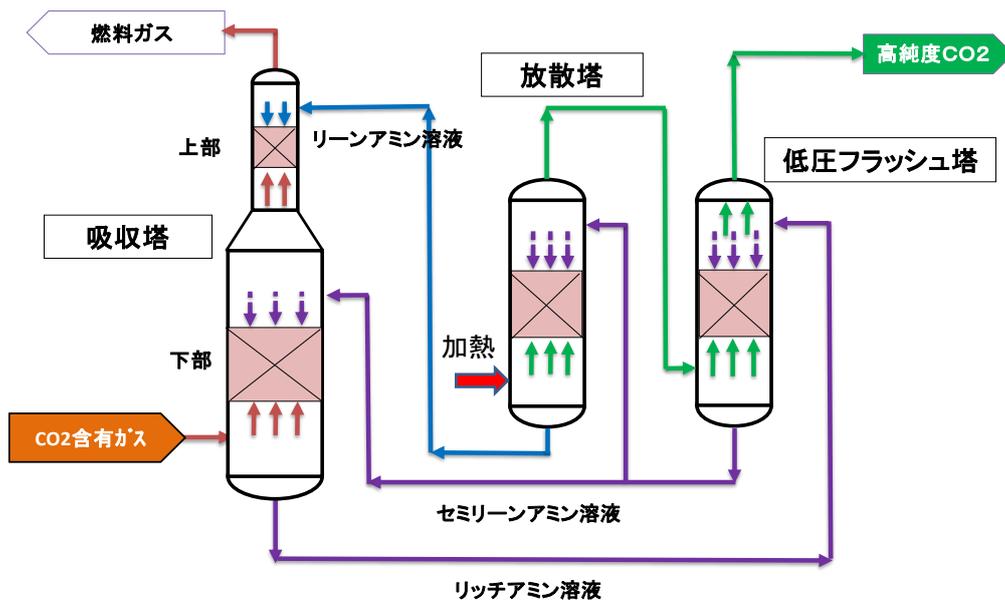


図 2.1-1 OASE 2 段吸収法

分離・回収設備は、吸収塔、放散塔、低圧フラッシュ塔から構成され、吸収塔は上下2段の充填層に分割されている。CO₂を高濃度(51.6%)で含むPSAオフガスは加圧下(0.81 MPaG)で吸収塔に供給され、下部充填層でセミリーンアミン溶液(以下、「SLA」と称する。)によりCO₂供給量の60~70%が粗く吸収される(Bulk Absorption)。次に、ガスは吸収塔上部充填層に上昇し、30~40%の残存CO₂がリーンアミン溶液(以下、「LA」と称する。)によって濃度0.1%以下まで吸収される(Lean Absorption)。

吸収塔底から排出されるCO₂を高濃度に吸収したリッチアミン溶液(以下、「RA」と称する。)は低圧フラッシュ塔に送られる。RAは、低圧フラッシュ塔での減圧効果(0.06 MPaG)と放散塔頂から低圧フラッシュ塔に供給されるCO₂に同伴される余剰熱(水蒸気)による加熱効果により、吸収したCO₂の60~70%程度を放散し、CO₂を中濃度に吸収したSLAとなる。大部分のSLAは外部から加熱することなしに吸収塔下部に循環される。

一部のSLAは放散塔に送られ、加熱によってCO₂供給量の残りの30~40%のCO₂を放散し、CO₂を低濃度で含むLAとなる。このLAは、吸収塔上部充填層へと循環される。

この2段吸収法の吸収塔下部でのBulk Absorptionと低圧フラッシュ塔でのCO₂フラッシュの効果によって、大量の熱を必要とする放散塔でのアミンリボイラー熱量を大幅に低減することができる。

分離・回収エネルギーは、アミン溶液の再生に使用する熱エネルギー(CO₂放散塔リボイラーで消費する低圧スチームの熱量)およびアミン溶液の循環に使用する電気エネルギー(ポンプの消費電力)の合算値で評価する。分離・回収エネルギーの計算式は次のとおりで

ある。

$$\begin{aligned} & [\text{分離} \cdot \text{回収エネルギー (GJ/t-CO}_2\text{)}] = \\ & [\text{CO}_2\text{放散塔リボイラー熱量 (GJ/t-CO}_2\text{)}] / (\text{スチームボイラー効率}) + \\ & [\text{分離} \cdot \text{回収設備電力消費量 (kWh/t-CO}_2\text{)}] \times (\text{電力熱量換算係数}) / (\text{代表発電効率}) \end{aligned}$$

スチームボイラー効率=0.9 (ボイラー設計値)

電力熱量換算係数=0.0036 (GJ/kWh)

代表発電効率=0.42 (LHV 基準) (2012年度に分離・回収エネルギーの算出のために独自に推定した火力発電所の送電端発電効率)

44箇月の実証試験期間中に3回(2016年12月、2017年10月、2019年5月)の分離・回収エネルギーの性能確認試験を実施した。PSA オフガス量、アミン溶液循環量、各部の温度圧力条件は可能な限り目標値(設計値)に近づけた。なお、PSA オフガス量とそのCO₂濃度は周期的に変動するため、結果的にCO₂回収量も周期的に±5%程度変動する。このため、性能確認運転中5時間程度は低压フラッシュ塔の液面が変動することを許容し、注意深く液面を監視しながら、吸収塔へのLAおよびSLA循環量を一定とし、各部の温度圧力条件を静定させることができた。ただし、PSA オフガス供給設備の稼働状況により供給量が増減した場合もあった。

3回の性能確認試験結果を表2.1-3にまとめた。表2.1-3の目標値とは設備設計値を示す。リボイラー熱量については、高温機器(放散塔、アミンリボイラー、アミン溶液熱交換器高温部等の100°C以上の運転温度)からの熱損失によって変動し、その結果、分離・回収エネルギーも幅のある目標値となっている。

分離・回収エネルギーの評価に当たって、リボイラーsteamの入口/出口のエンタルピー差には、運転圧力でのsteam蒸発潜熱(2,100 kJ/kg)を使用して計算した。

表 2.1-3 性能確認試験の結果

		2016年度	2017年度	2019年度	目標値
CO ₂ 回収量	t/h	25.3	24.3	26.4	25.3
LA	t/h	111	100	118	100*
SLA	t/h	102	99.5	93.6	100*
リボイラー熱量	GJ/t-CO ₂	0.923	0.882	0.915**	0.862~ 0.949***
ポンプ電力量	kWh/t	19.8	21	18.8**	19.2
分離・回収エネルギー	GJ/t-CO ₂	1.20	1.16	1.18**	1.13~1.22

*アミン溶液循環量は、目標値（設計値）を100%とした比較値を表示した。

**CO₂回収量が設計値を超過し、LAが設計値の118%と過剰となったので（製油所側の調整が変動）、100%LA量と100%CO₂回収量に補正した。

***目標値のリボイラー熱量は、100℃以上の高温機器からの熱損失を算出しないケース（0.862 GJ/t-CO₂）と算出したケース（0.949 GJ/t-CO₂）の値を示した。

アミンリボイラーへの供給熱量は目標上限値よりも小さい 0.882~0.923 GJ/t-CO₂ となった。そして、アミンリボイラー加熱用スチームを製造するスチームボイラーの熱効率（90%）とアミン溶液循環ポンプ電力消費（熱量に換算）を加算した分離・回収エネルギーの目標値は、表 1.2-1 に示すように熱損失なしのケースでは 1.13 GJ/t-CO₂、熱損失ありのケースでは 1.22 GJ/t-CO₂（計算値）であるが、熱損失がある実証試験の性能確認試験では目標値 1.22 GJ/t-CO₂ をクリアする値（1.16~1.20 GJ/t-CO₂）を達成した。

この性能試験結果において、SLAの大部分は2段吸収法での吸収塔下段の粗吸収（Bulk Absorption）により60~70%のCO₂量を吸収してRAを生成し、それが低圧フラッシュ塔のCO₂フラッシュの効果で60~70%のCO₂を回収することができる。これにより放散塔へのSLAは少量に抑えることができるため、アミンリボイラー熱量を大幅に低減できることが検証された。

実用化に向けた検討のために、本事業の目標値（熱損失なしケース）からさらに分離・回収エネルギーを低減できる、新たな方法（以下、「画期的プロセス構成（Innovative Process Layout）」と称する。）のシミュレーションを実施した。

プロセスの機器構成は、図 2.1-1 に低低圧フラッシュ塔（Low-Low Pressure Flash Tower: LLP）と小型圧縮機を追加したもので、分離・回収エネルギーは 0.73 GJ/t-CO₂ に低減できる結果を得た。シミュレーションの主な結果を表 2.1-4 に示す。

画期的プロセス構成では、吸収塔下段（Bulk Absorber）、吸収塔上段（Lean Absorber）、

放散塔、低圧フラッシュ塔の直径を縮小できるため、設備費用の増加は少ないと期待される。

画期的プロセス構成は、本事業の2段吸収法に軽微な設備を追加することで達成できるため、信頼性が高く、熱エネルギー（リボイラー熱負荷）の大幅削減はCCSコスト削減に非常に有効であるため、今後のFS（Feasibility Study）では画期的プロセス構成も検討すべきと考える。

表 2.1-4 画期的プロセスの分離・回収エネルギー

プロセス構成		実証試験	画期的プロセス
		目標値	計算値
CO ₂ 回収量	t/h	25.3	26.4
LA*	t/h*	100	49.4
SLA*	t/h*	100	99.8
リボイラー熱量	GJ/t	0.862	0.487
ポンプ電力量	kWh/t	19.2	22.1
分離・回収エネルギー	GJ/t	1.13	0.73

*アミン溶液循環量は、目標値（設計値）を100%とした比較値を表示した。

(2) プロセス性能変化の検証

① 2019年度（3年半運転経過）運転終了時の性能確認

2019年11月末に3年半の運転を終えて停止した。

停止前の100%負荷における分離・回収設備のプロセス性能を表2.1-5に示す。

運転開始後、3年半の運転期間を通じて良好な運転性能を維持してきており、圧入停止直前の11月末時点での運転も満足できるものであった。ただし、リボイラーsteam量は、全体に余裕を持った安定指向運転を行ったため、設計に比べて多く推移した。

表 2.1-5 性能確認運転でのプロセス性能実測値、および運転パラメータ

	設計値	2019年					
	(注1)	11月8日	11月9日	11月11日	11月14日	11月19日	11月21日
装置負荷%		100%	103%	102%	101%	103%	103%
回収CO ₂ ガスCO ₂ 純度, dry mol%	> 99	99.3	99.3	99.4	99.3	99.3	99.3
燃料ガス中 CO ₂ 濃度, dry mol%	< 0.1	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01
回収塔中間段CO ₂ 濃度%	25.90	24.22	31.17	31.75	26.17	25.34	27.12
アミン 循環量(注2)	36.3	36.0	34.5	35.1	37.2	37.0	36.6
アミン 循環量(注3)	35.8	35.6	34.1	34.1	36.1	36.2	36.3
リボイラー スチーム 使用量(注4)	0.41	0.52	0.50	0.51	0.51	0.50	0.51

注1) 代表組成ケース、PSA オフガス中 CO₂ 濃度 51.6 mol%

注2) アミン循環量：t-アミン/1,000 Nm³-PSA オフガス

注3) アミン循環量：t-アミン/t-PSA オフガス中 CO₂

注4) リボイラー スチーム使用量：t-低圧スチーム/t- CO₂

(3) CO₂ 吸収液の検証

① 吸収液の経年変化

本分離・回収設備での CO₂ 吸収プロセスでは、PSA オフガスから CO₂ を選択的に吸収する吸収液としてアミン溶液を使用している。アミン溶液は化学的に安定であるが、PSA オフガスとの連続的な接触、長期的な加熱・冷却の繰り返しや SDM に伴う抜き出し・再充填の実施にともない劣化していく。また、CO₂ の吸収効率を高める目的でアミン溶液に添加されている反応促進剤も、揮発性が高いため減少していく。

アミン溶液は、アミン濃度が低下すると、pH 値の低下による腐食リスクの増大、CO₂ 吸収容量の低下、アミン溶液循環量の増加、再生エネルギーの増加等の現象を招く。このためプロセスライセンサー（BASF 社）からは年数回の定期的な溶液分析が推奨されている。

反応促進剤の濃度が低下すると、燃料ガス中に残存する CO₂ 量が増加する。プロセスライセンサーでの溶液分析により反応促進剤の濃度低下が確認されれば、反応促進剤の補給を考える必要が生じる。

運転開始から 30 万トン圧入達成までの 3 年半を経過した 2019 年 11 月時点では、アミン溶液の濃度の低下およびその組成の経年変化は少なく、CO₂ の吸収性能にも変化は見られなかった（表 2.1-6 に示すアミン濃度、CO₂ 濃度を参照）。また、吸収液の損失もほとんど

ど認められず、11月22日の運転終了までの間、新たなメイクアップや取替を行わず、当初充填した吸収液をそのまま使用することができた。

② 吸収液分析と経年変化の考察

2.1.2(3)①で記載した年数回の定期的な溶液分析に加え、BASF社が総合的な分析を実施した(当社からドイツのBASF研究所にサンプルを送付した)。BASF社における分析項目は次のとおりであり、合計で5回実施した。

- 1) アミン濃度(溶剤強度)
- 2) 反応促進剤濃度
- 3) CO₂含有量
- 4) 重金属含有量
- 5) 塩化物含有量
- 6) 発泡試験

BASF社による2019年運転終了後のアミン分析は、5回目となったが、発泡性が高いことを除けば、反応促進剤濃度を含め、再使用に全く問題がないとのコメントを得た。

なお、分離・回収設備の運転を安定的に維持するため、ユーザー側においてもより高い頻度で定期的なアミン溶液(特にLA)のサンプリングと分析を行った。

2018年1月以降のアミン溶液分析結果を表2.1-6に示す。

表 2.1-6 吸収液（アミン溶液）の分析結果

年	月	日	リーニアミン				リッチアミン		セミリーニアミン		リーニアミン 発泡高さ mL	
			アミン濃度 wt%	CO2濃度 g-CO2/L	SS mg/L	鉄(全鉄) mg/L	溶解鉄 mg/L	アミン濃度 wt%	CO2濃度 g-CO2/L	アミン濃度 wt%		CO2濃度 g-CO2/L
2018	1	10	51	6.9				45	110	47	89	>500
	1	23	52	1.4				43	99	43	78	>500
	2	5	48	1.4				49	94	49	68	>500
	2	20	47	1.2	9	10	10	46	84	44	65	>500
	3	7	48	1.3	2	9.7	9.7	46	99	43	78	>500
	3	19	51	1.2	<1	13	13	47	97	48	67	
	4	17	48	1.8	<1	12	12	43	100	44	72	400~470
	4	3	47	1.2	8	14	14	43	92	46	74	370~500
	5	15	56	2.8	<1	16	14	51	96	54	77	>500
	7	27	47	1.5	1	23	21	42	76	42	59	435~445
	8	6	46	0.3	<1	21	20	39	90	40	64	460~470
	8	21	50	1.3	<1	17	17	41	88	43	68	
2019	1	9	44	1.7	<1	14	13	40	83	40	72	375~420
	1	23	45	1.7	<1	150	150	42	76	42	70	
	2	20	55	1.9	<1	18	16	52	81	50	61	335~370
	3	7	51	1.3	<1	19	18	52	100	48	86	330~370
	3	19	53	3.6	<1	18	18	44	90	47	73	
	4	4	53	1.2	<1	17	16	50	96	49	79	335~425
	4	16	53	1.1	<1	17	16	48	91	48	68	290~395
	5	15	51	1.4	<1	21	21	46	92	46	78	365~390
	5	23	51	1.4	<1	18	18	50	98	47	74	
	8	7	48	1.0	<1	20	20	43	94	42	69	420~450
	9	18	55	1.0	<1	25	24	40	83	42	64	370~395
	10	18	54	0.9	<1	17	16	43	83	41	50	390~400
11	12	49	1.1	<1	18	13					450~460	
12	10	45	1.1	(回収アミン)								

本事業において実施した分析項目は次のとおりである。

1) アミン濃度（溶剤強度）

1)-1 CO₂ ガスを効果的に吸収し、装置の腐食を防止するために、アミン濃度を適切な範囲内に保つ必要がある。

1)-2 アミン濃度が低下すると、CO₂ 吸収容量が低下し溶液循環量の増加が必要となる。あわせて再生エネルギーが増加する傾向となる。

2) CO₂ 含有量

2)-1 LA の CO₂ 含有量は再生効率を示す。

2)-2 LA の CO₂ 濃度が低い場合は、より多くのエネルギーを再生に利用していることを表す。

2)-3 LA の CO₂ 成分濃度が高い場合は、再生に運転上の問題が生じている可能性を示している。さらに CO₂ 吸収塔での CO₂ 吸収効率の低下につながる可能性がある。

3) 発泡試験

3)-1 アミン溶液の発泡は、アミンと有機酸との反応生成物、凝縮した炭化水素成分（特に芳香族成分）、あるいはアミン溶液に取り込まれた固体粒

子により引き起こされる。アミン溶液の劣化により生成される重合物も発泡要因の一つとなり得る。

3)-2 アミン溶液が発泡すると、CO₂ 吸収塔・CO₂ 放散塔での効率低下を招き、アミン溶液の損失にもつながる。アミン溶液の発泡は、CO₂ 吸収塔・CO₂ 放散塔内の圧力損失の増大により検知される。

3)-3 定期的にあミン溶液の発泡の傾向を監視し、時間経過とともに発泡の傾向が増す場合にはLA フィルタカートリッジの点検・交換、消泡剤の投与等、運転上の対応を検討する必要がある。

アミン濃度は、純水のメイクアップ（不足量の補充）量で調整できるため、分析結果から日々のメイクアップ量を調整し、適切な範囲内に保った。

CO₂ 含有量は、吸収液のCO₂ 吸収能力および吸収容量確認の目安として測定し、アミン溶液循環量やCO₂ 放散塔リボイラー蒸気量を調整した。

発泡試験については、異常に高い値（発泡高さ 500 mL 以上）が検出されたため、以下の対応を実施した。

アミン溶液の発泡性については、BASF 社の試験法を採用して測定したが、BASF 社での測定結果と同様、スポット注入時は高い値を示した。消泡剤の連続注入開始以降、発泡性は低下する傾向にあり、2019年2月～3月の測定値は、BASF 社の通常予想値の、350 mL となった。2019年4月以降も連続注入を継続したが発泡性の変動が見られた。しかし、トラブル発生時のような500 mL を超える状況は避けることができた。

なお、発泡の要因の一つと考えられる吸収液中の固体粒子としてSS（Suspended Solids：浮遊物質）を、また鏽成分としての鉄を測定しているが（表 2.1-6）、いずれも微量で、発泡の原因として特定するまでには至っていないが、運転終了後の回収アミンを BASF 社で分析した結果、フィルターを通したアミンは発泡性が大幅に低下しており、将来に再使用する場合は、フィルター処理後に塔に張り込むことをリコメンしている。

③ 炭酸鉄生成の原因

2017年10月初めからセミリーンアミン溶液／リーンアミン溶液熱交換器（11E-001）の圧力損失が徐々に増加したため、12月5日に11E-001を解体したところ、SLA側（出口高温側）に炭酸鉄のスケール膜が全面に付着している状況であった。付着スケールは濃い灰色で、爪で削って除去できる程度の硬さであった。

一方、11E-001のLA側（入口高温側）は、スケールの付着はなく清浄な状態であった。

2018年1月から5月にかけて11E-001に再び炭酸鉄による汚れが進行し、6月の定期保全業務(SDM)において開放清掃した。この際に、付着スケールをX線回析装置(XRD: X-Ray Diffraction)で分析した結果、炭酸鉄(FeCO_3)であることが判明した。

2019年6月のSDMの際に、熱交換器製作所(大阪)において3回目の開放点検を実施した。付着スケールは微量であったが洗浄した。

アミン溶液中の鉄イオン濃度の分析は、分離・回収設備の運転中に2週間おきにLAを採取し、外部に依頼している。その結果は前項の2.1.2(3)②に示したが、さらにBASF社の分析によれば17 ppmで(2019年5月)、BASF社の許容値20 ppm以下であったため、分離・回収設備での炭酸腐食は進行していないと考えられた(一般に、炭酸腐食が発生すると、鉄イオン濃度は100 ppm程度に上昇する)。

微量の鉄イオンはアミン溶液中で CO_2 と反応して炭酸水素鉄($\text{Fe}(\text{HCO}_3)_2$)および炭酸鉄(FeCO_3)を生成するが、炭酸水素鉄の水への溶解度は大きく、鉄イオン換算値では310 ppmに相当する。一方、炭酸鉄の水への溶解度は小さく、鉄イオン換算値では0.316 ppmに相当する。したがって、溶解中の鉄イオン(20 ppm以下)はほとんどが炭酸水素鉄と考えられる。

20 ppm以下の微量の鉄イオンの生成は、アミン溶液配管(流量制御弁を含む)の炭素鋼部分、吸収塔/低圧フラッシュ塔/放散塔の一部炭素鋼部分、吸収塔底部のボルテックス防止パッキング(炭素鋼)等からの微量の鉄分の溶解によると考えられる。

炭酸鉄は温度が上昇するに従い溶解度が減少する特異な性質を有するため、11E-001のSLA側に付着した炭酸鉄は、高温下での下記の反応式により、炭酸水素鉄から溶解度以上に生成して沈殿・付着したものと推定される。



11E-001のLA側では CO_2 がほぼ溶液から放散されて炭酸水素鉄が微量であるため、高温に晒されても炭酸鉄を生成することがないと考えられる。

一方、2019年10月9日にSLAラインで、流量制御弁の一部(弁下流の弁本体、その下流配管のレデューサー一部)に局部的エロージョン・コロージョンによる孔食が発生しアミン溶液が漏洩したので、分離・回収設備を停止して損傷部を補修した。

その溶解鉄イオンはアミン溶液中で CO_2 と反応して炭酸鉄(FeCO_3)を生成し、11E-001(プレート型)の高温部で固体状に析出し、プレート表面に付着蓄積したものと推測される。しかしながら、溶解鉄イオン濃度に大きな変化はなく(最大20 ppm)、局部的腐食を検知できなかった。

2020年2月の設備の開放点検では、局部的腐食以外の主要な機器は健全であったの

で、鉄イオン濃度 20 ppm の管理目標は妥当性であることを確認したが、短期間の変動を検知するためには鉄イオン濃度の連続分析計の検討が必要である。

なお、局所的エロージョン・コロージョンが発生した一部配管（炭素鋼で補修した）は、炭素鋼からステンレス鋼に変更することを検討している。

(4) 圧入 CO₂ 純度の管理

圧入する CO₂（分離・回収後の CO₂）純度の管理について現状を述べる。

① 海洋汚染防止法（海洋汚染等及び海上災害の防止に関する法律）で届け出ている CO₂ ガスの組成分析に関する内容

a. CO₂ ガスの分析と組成について

平成 28（2016）年 2 月 22 日付の特定二酸化炭素ガスの海底下廃棄の許可の申請（環境省からの許可は同年 3 月 31 日）の申請書別紙-1（※1）では、圧入する CO₂ ガスについて、

- 1) 通常はオンラインのプロセスガスクロマトグラフで常時組成分析する。
- 2) CO₂ 純度が体積百分率 98%以上を満足しない場合は速やかに圧入を停止する。
- 3) CO₂ ガス中に含まれる物質は、省令（※2）に挙げられている物質（二酸化炭素、水素、窒素、酸素、炭化水素、一酸化炭素）のみとする。
- 4) オンラインの組成分析の他に、第三者機関による組成分析を年 1 回以上行い環境省に報告する。

等としている。

※1：「特定二酸化炭素ガスの海底下廃棄に関する実施計画に係る事項」2.1(2)『当該ガスからの特定二酸化炭素ガスの回収方法』の記載を参照

※2：「特定二酸化炭素ガスに含まれる二酸化炭素の濃度の測定の方法を定める省令」（平成 19（2007）年 9 月 19 日環境省令第 22 号）（以下、「省令」と称する。）

b. CO₂ ガスの分析状況

2.1.2(4)①a.に記載のオンラインのプロセスガスクロマトグラフについては常時組成分析を実施している。また、年に一回以上、省令に沿って CO₂ ガスの組成分析を第三者機関にて行っている。

② CO₂ガスの第三者機関による組成分析

a. CO₂ガスのサンプリング方法

サンプルガスは、昨年度(2018年度)と同様な方法により、CO₂圧縮機上流に接続したサンプリングラインから塩化カルシウム乾燥筒を経由させ、水分を除去した後に採取した(2019年9月27日採取)。採取の様子を図2.1-2に示した。



図 2.1-2(1) サンプルガス採取の様子 (1)



図 2.1-2(2) サンプルガス採取の様子 (2)

b. CO₂ガスの分析方法

7. 圧入可否判断

サンプルガス中のCO₂濃度を測定する方法は、省令ではガスクロマトグラフ（以下、「GC」と称する。）分析法（省令第一条二のイ）とアルカリ吸収法（省令第一条二のロ）との2法のいずれかと定められている。

第三者機関で、GC分析法とアルカリ吸収法（オルザット式アルカリ吸収法）の両方によりCO₂濃度を測定し、98.5%以上（自主基準）であれば圧入可能と判断した。

結果的には、CO₂濃度は常に98.5%以上に保持し、このCO₂純度を理由とした圧入停止は実証試験運転では発生しなかった。

イ. ガスクロマトグラフ（GC）分析法

プラントで得られる回収CO₂ガスは、不純物として0.3%~1%程度のCO₂以外のガス（水素、酸素、窒素、メタン、一酸化炭素）を含む。このガスの濃度を、省令に従ってGC分析法にて小数点以下二桁%の精度で測定した。

ウ. アルカリ吸収法

サンプルガスを塩化カルシウムで乾燥させた後にアルカリ吸収法でCO₂濃度を測定した。

c. CO₂ガスの分析結果

GC分析法によるガス分析は、2018年度と同様、日本工業規格K0114の4（2012）により実施した。その結果、実測値は各校正ガス濃度の近傍の値となっており、測定精度は確保されていると考えられる（表2.1-7、表2.1-8）。

2019年度に実施したアルカリ吸収法によるCO₂濃度分析は、昨年度と同様、統計的考察のため5回の測定を行い、平均99.91 vol%であった。標準偏差も0.018と小さく、測定の繰り返し精度は高かった。一方、GC分析法によりCO₂以外の物質の合計濃度を算出し、100%から控除して算出したCO₂濃度は99.35 vol%であった（表2.1-8）。本結果は、2.1.2(4)①で述べた許可申請基準を満たしていると判断できる。

表 2.1-7 GC 分析法に用いた校正ガス

校正ガス	酸素	窒素	メタン	一酸化炭素	水素
高濃度, 単位;vol%	0.2011 [0.2] (0.1)	0.5028 [0.5] (0.5)	0.4017 [0.4] (0.00005)	0.09959 [0.1] (0.0001)	2.040 [2.0] (省令指定なし)
低濃度, 単位;vol%	0.006990 [0.007] (0.02)	0.01005 [0.00993] (0.1)	0.01008 [0.01] (0.00002 または 0.0001)	0.0001279 [0.0001279] (0.00005 または 0.0003)	0.009946 [0.00993] (省令指定なし)

注) 括弧なし：校正ガスの濃度（水素のベースガスはアルゴン、水素以外のベースガスはヘリウムである）

角括弧：環境省令で指定された濃度に対して、試料ガスの濃度を考慮した計画（設定）濃度。

丸括弧：環境省令で指定されている濃度。

表2.1-8 各種分析法によるガス分析とCO₂濃度結果

ガス種	アルカリ吸収法					GC 法		プラントのオン ライン GC ¹⁾
	vol%					vol%	検出器	vol%
O ₂	/					0.01	TCD ²⁾	0.0003
N ₂						0.03	TCD	0.0024
CH ₄						0.11	FID ³⁾	0.1129
CO						0.03	メタン還元 FID	0.0297
H ₂						0.47	TCD	0.4980
計						0.65		0.6433
CO ₂	99.90	99.94	99.92	99.90	99.90	99.35	99.36	
	平均 ; 99.91、標準偏差 ; 0.018							
	95%信頼区間 ; 99.89~99.93							

注 1) 検出器は TCD (Thermal Conductivity Detector : 注 2 参照)

注 2) 熱伝導度型検出器のことであり、物質の熱伝導度の違いを利用してサンプルの検出を行う。

注 3) 水素炎イオン化型検出器のことであり、物質を水素炎中で燃焼することによって発生するプラズマ電子を検知する。

(5) 分離・回収設備の全体総括

2019 年度の分離・回収設備は、5 月 23 日～31 日の性能確認運転によって目標分離・回

収エネルギーの 1.22 GJ/t-CO₂ をクリアする 1.18 GJ/t-CO₂ を達成した。

この性能確認運転データを BASF 社に送って、プロセスシミュレーションによりプロセス性能（アミンリボイラー熱量、LA 吸収能、SLA 吸収能、RA 吸収能）を検証した結果、運転条件およびプロセス性能は適正であることが確認された。

さらに、実用化に向けた検討のため、BASF 社に依頼して分離・回収エネルギーを低減できる画期的プロセス構成（Innovative Process Layout）」のシミュレーションを実施した。

プロセスの機器構成は、低低圧フラッシュ塔（Low-Low Pressure Flash Tower : LLP）と小型圧縮機を追加したもので、分離・回収エネルギーは 0.73 GJ/t-CO₂ に低減できる結果を得ることができた。

2019年3月26日および8月23日には、ガス供給設備の原因による PSA オフガス圧縮機（10C-001）緊急停止が発生したが、緊急停止（ESD:Emergency Shut Down）システムにより安全に停止した。

10月9日のアミン溶液の漏洩によって分離・回収設備を緊急に停止したが、迅速な対応によって10月29日には運転を再開できた。アミン漏洩箇所の制御弁やレデューサ配管の材質は炭素鋼からステンレス鋼に交換することを検討中である。

その他の日常運転においては、分離・回収設備の運転は安定し、アミン溶液の組成や CO₂ 吸収性能、鉄イオン濃度、発泡性なども安定していた。

11月22日には目標の累積圧入 30 万トンを達成し、11月23日以降は、PSA オフガス供給を停止し、その後は分離・回収設備系内のアミン溶液全量を再生し、冷却してアミンタンクに移送した。

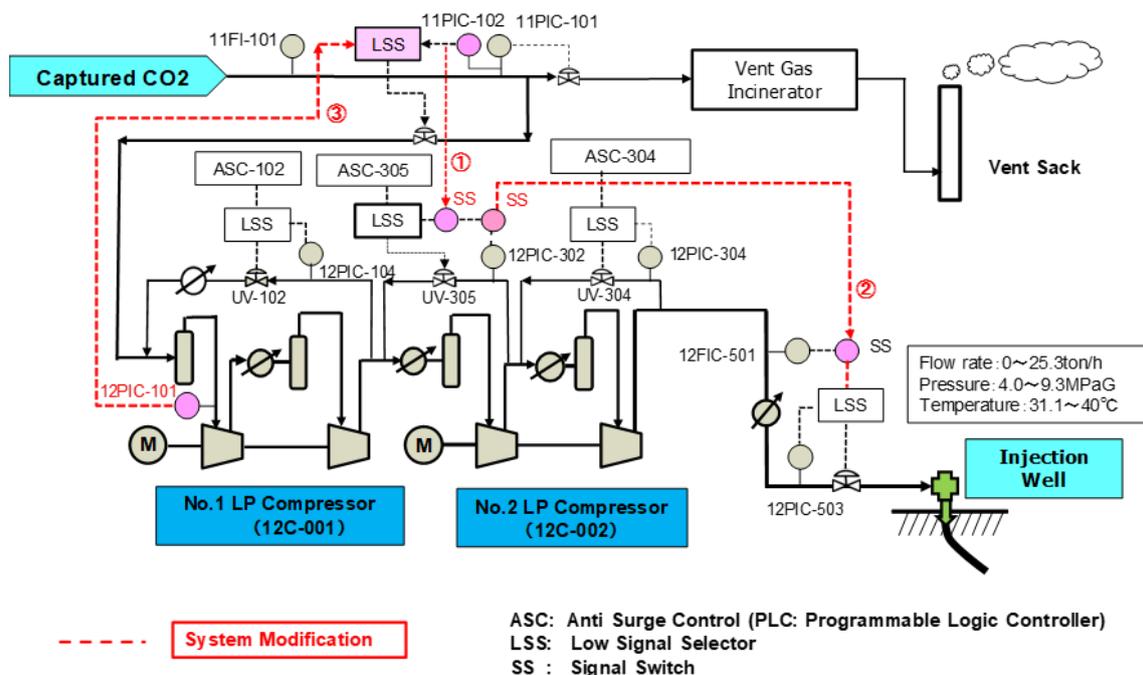
2.1.3 圧入設備の運転検証

(1) CO₂ 回収量変動への追従性

CO₂ 原料ガス源である製油所水素製造装置の PSA ユニットの不純物（CO₂ 等）を吸着・脱圧・再生・昇圧するステップを短時間で繰り返すため、PSA オフガス量とその CO₂ 濃度は安定状態においても±4%程度変動する。このため、分離・回収した CO₂ 量は上記の各変動が重複し、安定状態においてもおおよそ 30 分間隔で±5%程度変動する。

圧入運転開始当初は、回収 CO₂ の変動が第 1 および第 2 低圧 CO₂ 圧縮機の流量・圧力にも変動を与えるため、運転員は 2 台の圧縮機の運転条件を頻繁に変更し、さらに回収 CO₂ の一部をベントスタックから大気に放出しなければならなかった。

圧縮機制御システムの制御フロー概念図を図 2.1-3 に示す。



- PC: 圧力制御端
- FC: 流量制御端
- ASC: アンチサージ制御システム (Programmable Logic Controller)
- LSS: ローシグナルセクター
- SW: 切替スイッチ
- SL: セクター

図 2.1-3 CO₂ 圧縮機の最適制御システム

第 1 低圧 CO₂ 圧縮機 (12C-001) および第 2 低圧 CO₂ 圧縮機 (12C-002) を使用して回収 CO₂ を萌別層へ圧入する。CO₂ 圧縮機制御システムは 4 段の CO₂ 圧縮機 (12C-001 は 2 段、12C-002 も 2 段) と、3 系列の吐出圧力制御 (12PIC-104、12PIC-302 および 12PIC-304) とアンチサージ制御器 (ASC-102、ASC-305 および ASC-304 の Programmable Logic Controller) から構成される。

2016 年 10 月から 2017 年 10 月にかけてダイナミックシミュレーションを使用した制御システムの改善を検討し、2018 年 1 月には図 2.1-3 の赤色の丸数字で示した 3 箇所の制御システムを以下の 1)~3) の考え方に基づいて改造した。

- 1) 回収 CO₂ の圧力変動 (11PIC-102) が上限 (52 kPaG)、もしくは下限 (48 kPaG) に達した後、12C-002 リサイクル弁 (12UV-305) の開度を自動で 0.5% ずつ変更する。同時に、ハンチングを避けるため 12UV-305 は開度を一度変更させてから 5 分間は変化させない。
- 2) 12C-002 吐出圧力 (最大 9.7 MPaG) の圧力制御は、12PIC-304 と 12PIC-503 が

競合するため、12PIC-302で12PIC-503をカスケード制御する。

- 3) 12PIC-101が上限(15 kPaG)もしくは下限(5 kPaG)を超えた場合、11PV-102で保護する。この際、11PIC-102は11PV-102による制御が切れるので、同時に1)で述べた12UV-305での制御を開始する。

改造実施後は11PIC-102、12PIC-101および12UV-305の自動制御が安定し、回収CO₂のベントも皆無となり、圧縮制御システムの完全自動化が達成された。この結果、萌別層に流量制御方式および圧力制御方式で安定的に圧入ができること、最大25.3 t/h(年間20万t相当)を圧入できることを確認した。

2018年2月と8月には、各3~4週間にわたって12C-001および12C-002に加えて高圧圧縮機(12C-003)も稼働させ、異なるタイプの貯留層への同時圧入を実施し、萌別層では所定の流量制御弁、滝ノ上層では少量流量制御弁による安定した運転を達成することができた。

2019年の萌別層への圧入運転は、5月8日~6月4日(28日)、7月24日~8月23日(31日)、9月10日~10月9日(30日)、10月30日~11月22日(24日)の延べ113日(2,712時間)にわたって実施されたが、定常運転時には(圧入開始時の流量増加、圧入停止時の流量減少のマニュアル操作を除く)、分離・回収量の定常的な変動に対し圧縮機の制御システムは完全に追従し、完全自動化を検証できた。

(2) 圧入量変動への追従性

① 圧入制御システム

圧入制御システムは、回収CO₂ガス量の変動および圧入レートの変化時に対応できる制御システムを構築している。このシステムは圧入量の「流量制御」と圧入ガスの「圧力制御」との切り替えで変動に対応する制御システムとなっている。ただし、回収CO₂ガス量の急激な変動時は、圧入設備に極力変動を与えないために、圧入設備上流の分離・回収設備からの回収CO₂ガスをCO₂ガス燃焼設備経由で大気に放出する。

回収CO₂ガスの定流量圧入時は「流量制御」とし、回収CO₂ガス全量圧入時は「圧力制御」とする。

② 圧入量変動への追従性

萌別層の圧入量変動については圧入制御システムでの効率的な運転により、回収したCO₂ガスを大気中に放出することなく、回収CO₂ガス全量を圧入した。

萌別層への圧入井入口圧力は、図2.1-3(2.1.3(1)CO₂圧縮機の最適制御システム)に示した12PIC-503で貯留層の圧力に応じて設定するが、これを12PIC-302とカスケードする

ことによって、12PIC-503を安定的に自動制御することができた。

なお、2019年度は滝ノ上層への圧入は行っていない。

(3) 圧入圧力への追従性

圧入設備においては、圧入井坑底と貯留層間の過度の差圧ならびに急激な圧力変化を避けることで出砂等の危険性を低下させる必要がある。

圧力変動に対応した圧入制御システムにより圧入を行い、圧入設備のCO₂圧縮機吐出圧力および圧入井入口圧力の変動を最小減に制御したことで、滝ノ上層および萌別層の坑底圧力に大きな変動はなく、安定した状態であった。

(4) 圧入設備の全体総括

CO₂原料ガス源である製油所水素製造装置のPSAユニットは不純物(CO₂等)を吸着・脱圧・再生・昇圧するステップを短時間で繰り返すため、PSAオフガス量とそのCO₂濃度は安定状態においても±4%程度変動する。このため、分離・回収したCO₂量は安定状態においてもおおよそ30分間隔で±5%程度変動する。

2016年度の圧入設備の運転では、回収CO₂の変動が第1および第2低圧CO₂圧縮機の流量・圧力にも変動を与えるため、圧入設備の運転条件(特に12UV-305の開度)を頻繁に変更しなければならなかった。

2018年1月に「CO₂回収量変動への追従性システム」の改造を行った。

2019年度は延べ113日(2,712時間)にわたって、低負荷運転(40%)から高負荷運転(103%)までの広範囲で自動化運転を継続でき、11PIC-102は50kPaG±3kPaG、12PIC-101は5kPaG~15kPaGの範囲で自動制御され(12UV-305開度の手動調整は不要)、11PIC-101弁の開度はその間ゼロ(閉)に維持されて、回収CO₂が大気に放出されることはなくなり、圧縮機の完全自動化を検証できた。

2.1.4 運用システムの検証

(1) 緊急遮断システム

運転状態や機器作動が異常となり、運転を継続した場合に安全および機器性能に重大な問題が生じることを回避するため、安全計装システムを組み、安全に緊急停止(ESD)できるようにしている。

① 低圧圧縮機(12C-001、12C-002)の緊急停止

2019年度は低圧圧縮機の緊急停止の発生はなく、2.1.3(4)で述べたように圧縮機の制御システムが完全に自動化された効果が大きく寄与した。なお、2019年度を通して高圧圧縮機(12C-003)は稼働していない。

② PSA オフガス圧縮機(10C-001)の緊急停止(2019年3月および8月)

2019年3月26日午前および8月23日早朝に、原料であるPSAオフガスを供給している製油所の水素製造装置に不具合が発生し、PSAオフガス供給に急激な変動を生じた。

この変動によって、10C-001がサージングの危険領域に近づいたため、D1-2/D0基地の緊急遮断システムが作動し、自動遮断や開放および機器の運転停止が行われて、安全と機器健全を確保した。

③ 緊急停止時における圧縮機の運転対応

上記①～②の緊急停止時における緊急遮断システムは問題なく作動して安全を確保した。しかしこのような緊急停止における遮断が行われても、圧縮機は全量スピルバックとなって運転が継続できる設計であったが、サージコントロール領域に入るまでの運転範囲が狭く、実際にはサージゾーンに近づいて緊急停止した。

圧縮機が緊急停止することは安全面、機器性能維持面で全く問題はないが、運転停止と再起動は運転操作上効率的でないため、圧縮機は全量スピルバック運転を維持してスタンバイ体制をとるようにしておくことが望ましい。

その後、運転負荷に合わせてスピルバック量を手動調整して、サージコントロール領域から余裕を持たせることで改善された。

(2) 圧縮機制御システム

① PSA オフガス圧縮機(10C-001)制御システムの検証

10C-001は動力消費が大きいことから、エネルギー消費削減のため回転数制御を採用している。導入するPSAオフガスの増減に従い圧縮機回転数を調整することにより、吸込み圧を一定に保っている。10C-001制御システムの構成を図2.1-4に示す。

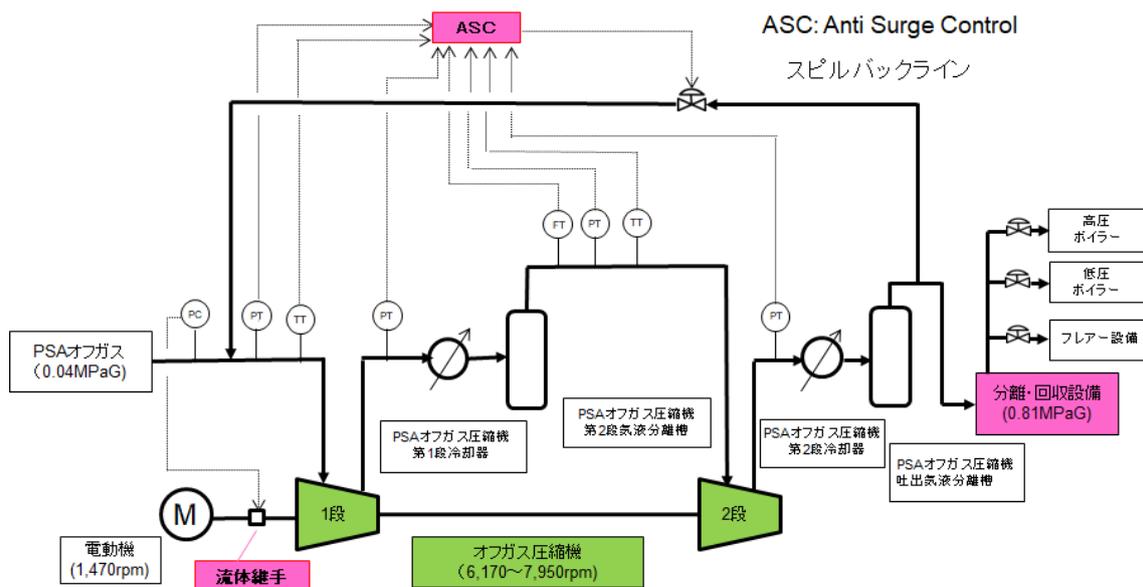


図 2.1-4 PSA オフガス圧縮機 (10C-001) 制御システム

図 2.1-5 の 10C-001 の設計時性能曲線に示すとおり、サージコントロール領域に入るまでの運転範囲が狭い。そのため、サージコントロール領域に入り、圧縮機の緊急停止を招き PSA オフガス供給設備の運転に支障をきたすことがないように、分離・回収設備の負荷に応じたりサイクル量をスピルバック弁の手動調整により確保することを主たる運転操作とし、その上で定常運転時の PSA オフガス量の変動を回転数制御で吸収させる運転モードを採用した。

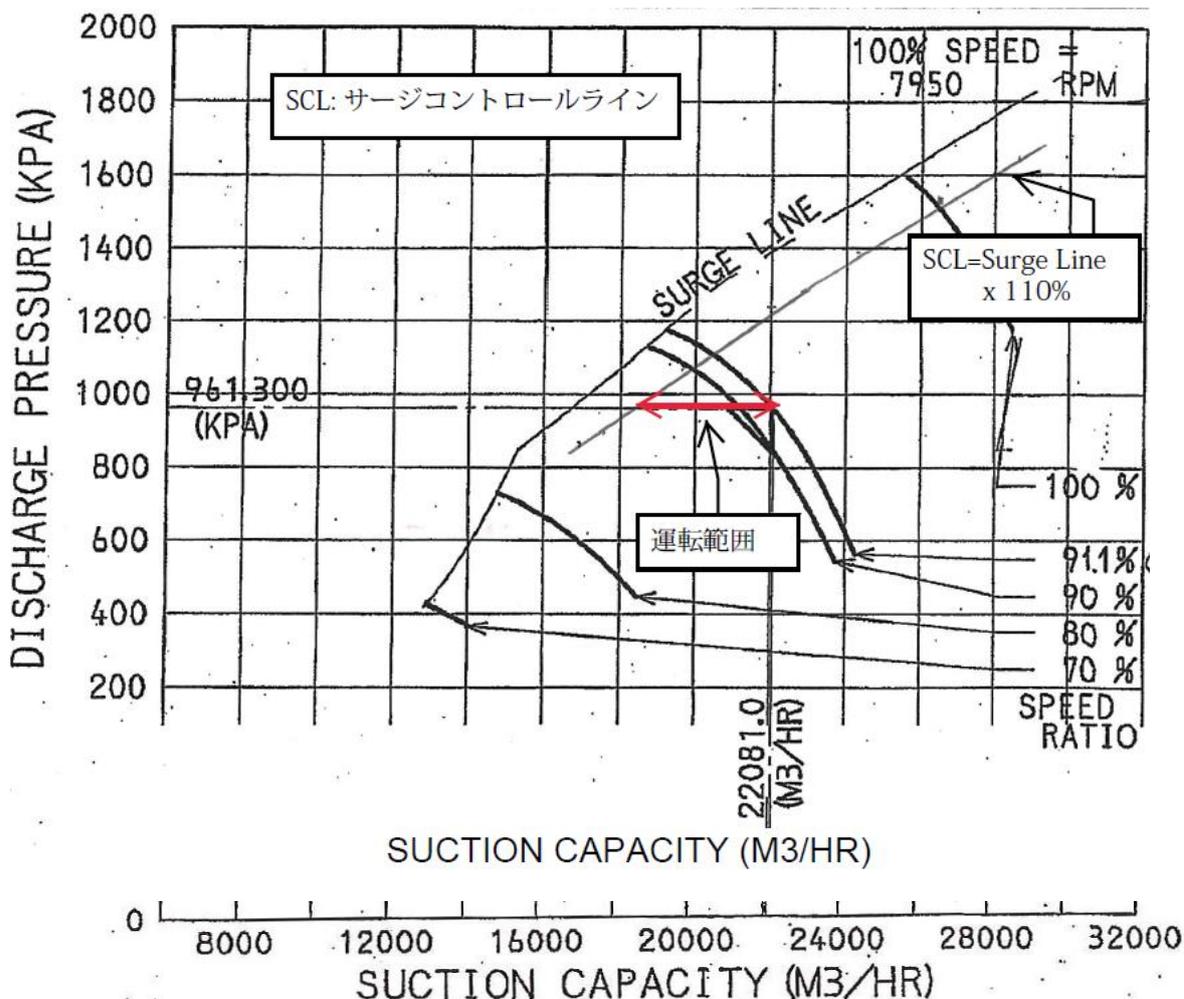


図 2.1-5 PSA オフガス圧縮機 (10C-001) 設計時性能曲線と運転範囲

図 2.1-6 に PSA オフガス量の変動と、それに応じた圧縮機回転数の応答を示す。これは PSA オフガス量を増加させた過程での運転パラメータの変動を示したものである。なお、多くの変数を表示しているため、個々の値（縦軸表示）は記載していない。

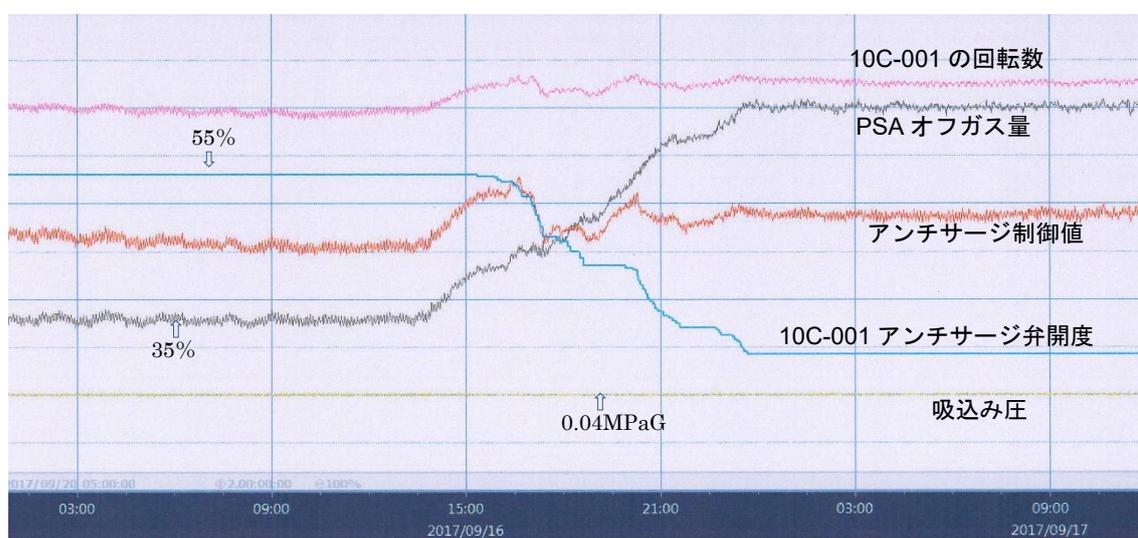
PSA オフガス量の変化に対しては、回転数調整とスピルバック流量調整で対応するが、PSA オフガス量が設計よりも減少した場合の吸込み圧制御の安定性および追従性について検証した。

PSA オフガス量が最も少なく、かつ変化の程度が大きい例として、運転開始時がある。設計の 30% 処理運転からスタートする運転を計画し、2017 年 9 月の運転開始時に安定性および追従性について確認した。スタート直後は PSA オフガス量が設計流量（代表組成ケース）の 35% 程度であり、スピルバック弁を 55% 程度開けてサージ点から十分余裕をもった。この条件で、回転数制御は良好に作動し、圧縮機吸込み圧は安定して 0.04 MPaG を維持した。

その後、PSA オフガス量増加に合わせて、先ず回転数が増加し、圧縮機通過ガス量と共に動力が増大したため、手でアンチサージ弁を絞って圧縮機通過ガス量を抑えることにより、低回転数（低動力）で所定の吐出圧を維持した。

この手動によるアンチサージ弁の絞りは、PSA オフガス量の大きな変化に合わせて圧縮機のサージ余裕と適正回転数範囲を見て実施し、小さな量変化に対しては、回転数制御によって自動制御された。

この運転により、PSA オフガス量を設計の35%から、徐々に増加していく過程で、アンチサージ弁の調整を加えることにより、適切に制御できることが検証された。



2017/9/16 3:00 9:00 15:00 21:00 2017/9/17 3:00 9:00

図 2.1-6 PSA オフガス量、アンチサージ制御値、10C-001 アンチサージ弁開度、10C-001 の回転数、吸込み圧の時間変化（2017年9月16-17日）

PSA オフガス圧縮機制御システムとして、ガス供給側（D1-1 基地）からの PSA オフガス流量信号を入手し、圧縮機の吸込圧力をフィードフォワード制御するシステムも設置していたが、2019年を通じても圧縮機の吸込圧力を一定にする制御で十分であることが確認されたので、変動要素が多くなるフィードフォワード制御は実施しなかった。

② CO₂ 圧縮機（12C-001/002/003）制御システムの検証

CO₂ の圧入を制御する CO₂ 圧縮機は、図 2.1-7 に示す制御システムで設計された。

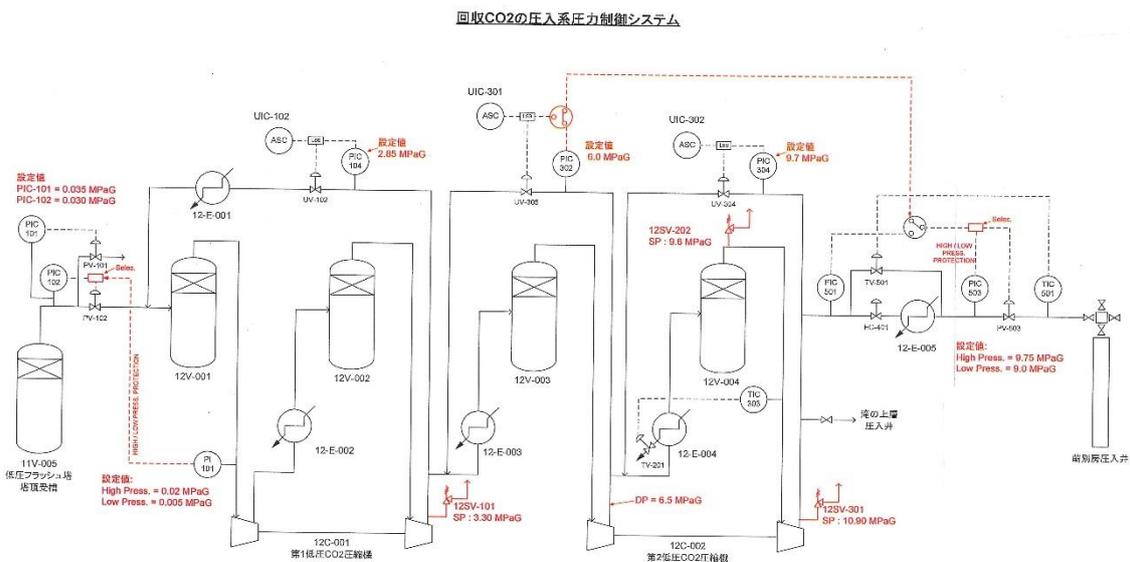


図 2.1-7 CO₂ 圧縮機制御システム (運転開始時)

2016年4月から操業運転を開始したが、低圧CO₂圧縮機(12C-001/002)については、回収したCO₂を定量圧入する場合の制御は問題ないが、流量変動に追従して全量を圧入する運転においては、自動制御に切替えることができない事象が発生した。この対応として、2.1.3(1)で述べたように圧縮機制御システムについて、以下の改善策を講じた。

- 1) 第1低圧CO₂圧縮機吸込み圧は、通常は分離・回収設備出口での圧力制御によって決められるが、これが規定範囲を外れた場合(規定上限値以上または規定下限値以下)には、吸込み圧力制御に切替え、規定圧力範囲内に戻す操作を行う。
- 2) 圧入を圧力制御で行う場合には、第2低圧CO₂圧縮機中間段の圧力で圧入量を制御する。
- 3) 圧入を流量制御で行う場合には、第2低圧CO₂圧縮機中間段は第1段吐出圧力制御として、圧入井行き流量を制御する。

この改善した制御システムを、図 2.1-8 に示す。

回収CO₂の圧入系圧力制御システム改善

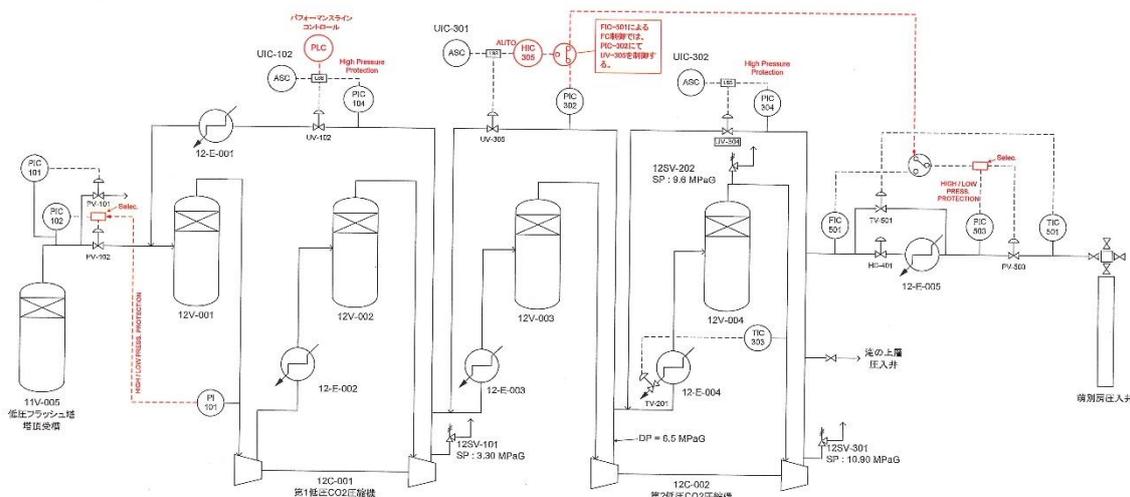


図 2.1-8 CO₂ 圧縮機制御システム (改善後)

2016年度操業運転において、圧縮機制御システムを改善した後は、圧入が中断されていたため、2016年10月に圧縮機系列をリサイクル運転として制御システムの改善効果を検証した。このときの運転では第2 低圧 CO₂ 圧縮機中間段圧力は第1 段吐出圧力制御とし、自動制御により圧縮機系列が問題なく運転できることを確認した。

圧力制御の場合には、圧力検出端で分離・回収設備から送り出される CO₂ ガス量の変動を検知することができ、回収量と圧入量を等しくする運転が可能である。

2017年度は長期にわたる CO₂ 圧入運転が実施され、改善された制御システムを用いて、全量圧入する圧力制御を継続した。

運転条件の中程度の変更や変動に対しては、第2 低圧 CO₂ 圧縮機のアンチサージ弁の開度を手動で調整する必要があるが、小さな変動に対しては、人手を介さず第2 低圧 CO₂ 圧縮機中間段圧力を一定にするよう CO₂ 圧入量を調整することにより、回収した CO₂ の全量圧入を実行した。

運転条件の変動が大きい場合は、一時的に回収 CO₂ の一部を蓄熱式燃焼装置 (Regenerative Thermal Oxidizer : 以下、「RTO」と称する。) に放出する場合もあるが、第2 低圧 CO₂ 圧縮機のアンチサージ弁開度の手動調整と第2 低圧 CO₂ 圧縮機中間段圧力の自動制御により、早期に回収した CO₂ のほとんどを圧入し、残りの RTO への放出は小さく抑えることができた。

2017年度の長期運転期間においては、回収した CO₂ は、ほぼ全量圧入された。しかし、ある程度大きな運転条件の変更や変動が出た場合には、第2 低圧 CO₂ 圧縮機のアンチサー

弁開度の手動調整が避けられないため、この手動調整の頻度を極力少なくして、回収CO₂の100%圧入を確実なものとし、かつオペレータの負荷を下げる目的で更なる改善を検討し、2018年1月初旬に次の対策を実施した。

- 1) 運転条件のある程度大きな変更や変動に対して、オペレータが手動で行っていた第2 低圧CO₂圧縮機のアンチサージ弁の開度調整を自動で行う。
- 2) 開度自動調整は、分離・回収設備出口での圧力変動を検知してのステップ制御とする。

改善後の制御システムを、図 2.1-10 に示す。

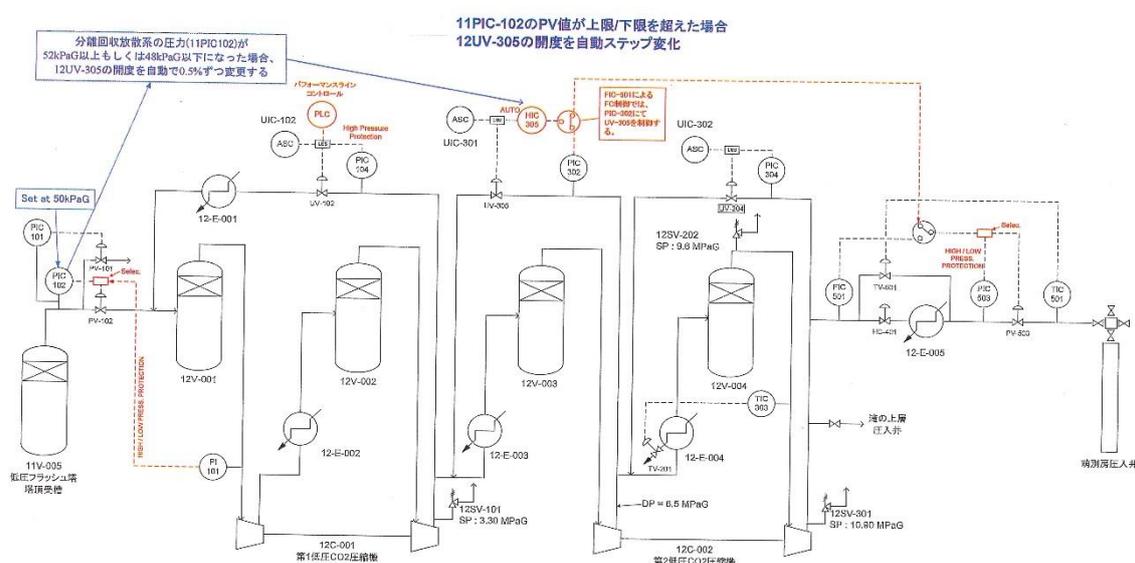


図 2.1-10 CO₂ 圧縮機制御システム (更なる改善後)

改善後のシステム運用は2018年1月から開始したが、大きな運転条件の変更や変動に対しても人手を介さず第2 低圧CO₂圧縮機のアンチサージ弁開度の自動調整が行なわれ、かつ、回収CO₂の一部をRTOに放出する頻度もほとんどなくなり、CO₂圧縮機の制御システムは大幅に改善された。

その後も回収CO₂全量を萌別層に圧入する運転を継続し、2019年11月に30万トン圧入を達成して運転終了したが、CO₂のRTO放出量は殆ど無く、非常に良好な制御を維持することができた。

(3) 蒸気・自家発電の需給制御システム

北海道電力株式会社からの買電と自家発電の2電源方式の制御システムの効率的で安全な運用方法を検証した。

まず、運転上、電力バランスが厳しいプラント停止の段階で、CO₂圧縮機停止時による契約電力の超過や受電点での逆潮流を回避するため、以下の運転方法を確立した。

- 1) CO₂圧縮機停止前に、予め発電電力をプロセスバランスの限度まで減少させ、6.0 MW以上の受電電力を確保する。この際、契約電力8,000 kW(8.0 MW)を超えないよう注意して調整する。
- 2) 受電電力6.0 MW以上とした上で、CO₂圧縮機を順次停止することにより、受電電力2.0 MWが確保でき、逆潮流にならない停止操作となる。

また、通常運転時には、発電機制御により母線連絡の発電機側から受電側への潮流を常時2.0 MW程度確保することにより、北海道電力系統の事故による系統分離が起こった場合でも発電機側の系統は停電しない運転方法を確立した。

以上の契約電力の超過防止、および受電点での逆潮流による全停電防止を図るための運転方法を基準化し、全運転員に周知徹底した。

この後、プラントの運転停止にともない、数回自家発電設備の運転停止を実施したが、この運用方法により安定的に停止できることを確認した。

2019年度も、プラントの運転停止にあたり運転状況を監視しながら自家発電設備の運転停止を実施したが、安定的な停止への移行を確認した。

2.1.5 保安設備の運転検証

異常状態の発生と保安設備管理の実績を記述する。

(1) 異常状態の発生

① 異常状態の定義

高圧ガス保安協会の危害予防規程の指針では、異常状態の定義は以下のとおりである。

- 1) 不調：正常でない乱れた状態であるが、運転を停止することなく、正常に戻する状態
- 2) 故障：設備を正常な手順により停止して、補修等の措置を要するが、人員に損傷なく、また、設備以外には損害を及ぼさない状態
- 3) 事故：破壊、漏えい、火災又は爆発等が起こり、緊急措置を必要とし、設備に若干の損傷を生じるが、事業所自らの措置により、人身に損傷なく、かつ、第三者に脅威を及ぼさない状態
- 4) 災害：大きい事故または自然災害等により人身、設備等に損傷を及ぼし、第三者に脅威を与え、あるいは外部に援助を要するような状態

② 異常状態の発生

2020年3月まで、事故および災害の発生はなかった。

a. 故障の発生

2020年3月までに、以下の2件の故障の発生があった。

7. PSA オフガス圧縮機 (10C-001) 緊急停止

2019年8月23日に原料ガスの送気が停止となったため、10C-001がサージング防止機能により緊急停止した。緊急停止後の点検で同圧縮機に問題がないことを確認し、再起動した。

4. セミリーンアミン流量調節弁 (11FV-002) 下流溶接線ピンホール発生

2019年10月9日13:30頃に現場巡回者が11FV-002の保温カバーから液体が漏洩しているのを発見した。pH試験紙による確認結果から、アミンであると判断した。アミンが周囲に漏洩しないように、滴下するアミンを受け皿で受けながら、保温・板金を撤去し漏れ箇所を確認したところ、当該弁の下流フランジ直近の溶接線のピンホールからの漏洩であった。

バンド巻き補修を試みたが漏洩は停止せず、CO₂分離・回収設備を循環冷却した後に停止した。

その後、流量調節弁を取り外して確認した結果、下流の直近フランジ溶接部や下流レデューサー溶接部および平板部、流量調節弁下流内部等に激しい腐食を確認した。

取替用のグローブ弁、レデューサー、フランジ等を確保し、配管の加工や溶接補修を行い、最終的に10月26日にグローブ弁を取り付けて復旧を完了した。

激しい腐食の原因は、流量調節弁による絞りにより弁下流部に局所的な減圧部が発生して気泡を生成し、これによるエロージョン・コロージョンにより炭素鋼が極端に減肉されたものと推定した。

b. 不調の発生

2020年3月までに、以下の2件の不調の発生があった。

7. セミリーンアミンポンプ (11P-002B) チェッキバイパス弁ピンホール発生

2019年3月14日午前1時頃、11P-002B暖機用チェッキバイパス配管からのアミン漏洩を発見した。保温・板金を取り外して漏洩箇所を確認した結果、チェッキバイパス弁本体からの漏洩であることが判明した。直ちにA号機にポンプ切り替えを行い、脱

圧・脱液を行って漏洩を停止し、アミン漏洩箇所を水洗し、現場の作業環境を確保した。なお、50%濃度アミン換算で漏洩量は72Lと推定された。漏洩したアミン水溶液はドラムに全量回収し、装置外へのアミン流出はなかった。

3月18日に新しい弁が入手できたため取替を行い、正常に復帰した。

当該グローブ弁の内部状態を確認した結果、管内面が腐食を受けてピンホールが発生しており、高流速によるエロージョン・コロージョンの発生による腐食減肉と推定した。

4. 高圧ボイラー給水ポンプミニマムフロー配管ピンホール発生

2019年3月中旬、高圧ボイラー給水ポンプの脱気器に行くミニマムフロー配管減圧弁出口配管の板金から水滴が出ていることを発見し、板金・保温を取外して確認したところ、配管にピンホールがあり、そこから微量の水滴が流下していた。

ゴム板あてで締め付けても漏洩は止まらず、その後ベルト巻き・デブコン補修を行い、しばらくは漏洩が収まっていたが、再度漏洩量が多くなったため、バンド巻き覆い治具を製作して取付け、隙間をファーマナイトで詰めたところ漏洩は停止したのでSDMまで持たせた後、SDMにて配管補修を行った。

取外した減圧弁および配管を確認した結果、減圧によるエロージョン・コロージョン減肉と想定された。

(2) 保安設備管理の実施

① 保安設備管理結果

各種保安設備の管理結果を記述する。

a. 安全計装システム

安全計装システムは、主要設備の緊急停止のためのシステムとして構築したものである。地震、温度異常・圧力異常、大型圧縮機やタービン・発電機の振動や潤滑油設備の異常等を検知して設備を緊急停止する。

SDM(2019年6月)で作動確認を実施し、問題なく作動することを確認した。

b. ガス検知警報設備

現場ガス検知器は、H₂ガス用22台、COガス用15台、CO₂ガス用18台の合計55台を構内各所に設置した。

現場ガス検知器の日常保全の定期点検項目として、年2回の作動点検を行った。2019年9月に行った作動点検では、部品交換の必要もなく、正常に作動することを確認した。

c. 防火ポンプ設備

防災資機材定期点検として、年2回の外観点検および年1回の運転作動確認を行い、異常がないことを確認した。

d. アース設備

SDM業務として、アースの接地抵抗を測定し、異常がないことを確認した。

e. 火災報知器

火災報知器の日常保全の定期点検項目として、年2回の作動点検を行った。2019年4月、10月に行った作動点検で正常作動することを確認した。

② 防災資機材管理結果

各種防災資機材の管理結果を記述する。

a. 消火器

大型粉末消火器4台、小型粉末消火器48本を現場、建屋の必要箇所に配置している。

消火器の日常保全の定期点検項目として、年2回の外観点検を行った。2019年4月、10月に行った点検にて、異常のないことを確認した。

b. 消防資機材

消防資機材として、消火栓2基、散水栓1基、吸収塔散水リング1式、移動式放水銃2基、消火ホース8本、放水ノズル2本を現場に設置した。

運転グループが実施する消防資機材の定期点検項目として、年2回の外観点検を行った。2019年4月、9月に行った外観点検にて、いずれも異常のないことを確認した。

c. 固定式洗顔設備

固定式洗顔設備5台を、薬品等を取扱う必要箇所に設置した。

運転グループが実施する固定式洗顔設備の定期点検項目として、年2回の外観点検および年1回の作動確認を行った。2019年4月、9月に行った外観点検、作動点検にて、いずれも異常のないことを確認した。

d. ライフゼム、エアラインマスク

ライフゼム2式、エアラインマスク2面を常備した。

運転グループが実施するライフゼムおよびエアラインマスクの定期点検項目として、

年4回の外観点検を行った。2019年4月、7月、10月、2020年1月に行った外観点検にて、いずれも異常のないことを確認した。

e. AED・担架・救急箱

AED (Automated External Defibrillator)、担架、救急箱を各1式常備している。

運転グループが実施する定期点検項目として、年4回の外観点検を行った。2019年4月、7月、10月、2020年1月に行った外観点検にて、いずれも異常のないことを確認した。

f. アルミ防災衣 (アルミ防災衣、防災手袋、ヘルメット)

アルミ防災衣5セットを常備している。

運転グループが実施する定期点検項目として、年4回の外観点検を行った。2019年4月、7月、10月、2020年1月に行った外観点検にて、いずれも異常のないことを確認した。

g. 携帯用ガス検知器

携帯用ガス検知器として、H₂用1台、CH₄用1台、CO₂用2台、CO用バッジ5台を常備した。

運転グループが実施する定期点検項目として、年4回の外観・作動点検を行った。2019年4月、7月、10月、2020年1月に行った点検にて、いずれも異常のないことを確認した。

2.2 日常保全および定期保全 (SDM)

2019年度の日常保全業務および定期保全業務 (Shut Down Maintenance : SDM) ならびに突発補修業務について記述する。

2.2.1 保全業務内容

以下に、保全業務の内容を記述する。

(1) 日常保全業務

日常保全業務とは、計画に基づく日常的な点検・保全作業、および現場巡回において当社社員が確認した設備等の不具合や故障・作動不良の保全作業をいう。

(2) 定期保全業務 (SDM)

SDM とは、設備を停止して毎年実施する定期点検検査および定期保全作業をいう。

SDMは法定点検検査項目を必ず含み、さらにベンダー（プラント建設における工事業者、メーカーの総称、以下同様）の推奨点検検査項目も含む。

(3) 突発補修業務

突発補修業務は、現場巡回において当社社員が確認した設備等の不具合や故障・作動不良の保全作業を行う上で、通常必要な作業要員や資機材等を超える動員が必要な場合、およびSDMにおいて当初予定を超える要員や資機材等の動員が必要な場合で、事前に当社が検討の上実施する補修業務をいう。

2.2.2 保全業務体制

当センターの保全業務を工務グループが担当し、グループ長を含めて4名の体制で実施した。保全業務を請負う協力会社は、所長および技術員2名の3名常駐体制により日常保全業務を実施した。なお、2019年12月以降は、所長および技術員1名の2名常駐体制とした。

SDMは、工事量が多く、業種が多岐にわたることから保全事務所の空室を業者作業員詰所として活用し、統括管理者を設定した体制で実施した。突発補修工事は、発生の都度対応できる体制を組んだ。

なお、日常保全業務は、工事指図書（小補修作業を含む突発工事用）および工事指示書（計画的な日常保全業務用）を当社が発行して保全業務を行い、SDMは、予め当社が工事仕様書を作成・提示して実施内容を確定して実施した。

2.2.3 日常保全業務結果

以下に、日常保全業務結果を記述する。

(1) 工事指図書

工事指図書発行数は、2020年度は80件であった。主な内容は、配管・計器等の凍結防止対策、圧力計および液面計の指示不良補修、正門発錆部等塗装、弁作動不良整備、監視カメラ（ITV：Industrial Television）清掃、燃料油ストレーナー清掃、照明灯交換、スチームトレース改善、PSA オフガス圧縮機アンチサージ弁分解点検、ガス検知器点検、防消火設備点検等であった。

(2) 工事指示書

工事指示書発行数は、2020年度は3件であった。1年分をまとめて、また、項目をまとめて発行する改善を行い件数が著しく減少した。これらは、外注作業員2名による作業を

主とし、メーカー一点検整備も含む。

2.2.4 定期保全業務 (SDM) 結果

(1) 定期保全業務 (SDM) 工程

2019年度のSDM実施時期は、原料ガス受け入れが停止する製油所の定期保全時期(5月～7月)に合わせて実施した。そのため工期は2019年6月11日～7月11日とした。

SDM着工前の5月29日に安全事前評価委員会を開催し、工事体制や安全体制、工程等について、工事や作業の安全を確保できる仕組みが確立されていることを確認・評価した。

(2) 法定点検検査業務結果

2019年度のSDMにおける法定点検検査は、高圧ガス保安法に基づく機器開放検査、配管肉厚検査、安全弁分解点検検査、配管気密検査、窒素製造設備検査の実施、労働安全衛生法に基づく第1種圧力容器検査および低圧ボイラー設備検査の実施、電気事業法に基づく高圧ボイラー検査からなる。

① 高圧ガス保安法に基づく法定点検検査

配管肉厚検査、安全弁分解点検検査、配管気密検査、槽・熱交換器開放検査、窒素製造設備検査の実施状況を図2.2-1(1)～(3)に示す。



取外し安全弁



安全弁取外し作業

図 2.2-1(1) 安全弁分解点検検査



現場制御盤検査



圧力計精度検査



フレキシブルチューブ耐圧試験

図 2.2-1(2) 窒素製造設備検査



チューブバンドル拔出 1



チューブバンドル拔出 2



チューブバンドルジェット洗浄



チューブバンドル挿入



リップシール溶接



管板コーティング補修

図 2.2-1(3) 熱交換器開放検査

各点検検査実績を含めて「高圧ガス製造施設等平成 31 年度定期自主検査記録」にまとめ、2019 年 8 月 28 日に所轄官庁による保安検査を受検し、8 月 29 日付けで保安検査証を受領した。

② 労働安全衛生法に基づく法定点検検査

第 1 種圧力容器検査および低圧ボイラー設備検査の実施状況を図 2.2-2(1)～(2)に示す。



安全弁整備



上胴内部部品取外し・整備



上胴内部清掃



上胴内部部品取付



液面計取外・整備



整備後液面計取付

図 2.2-2(1) 低圧ボイラー点検検査



ブローダウンドラム肉厚測定



ブローダウンドラム復旧



アミン冷却器プレート取外



プレート取外し



プレートガスケット取付



プレート気密テスト

図 2.2-2(2) 第1種圧力容器点検検査

点検検査実績を機器ごとにまとめ、2019年6月29日に所轄官庁による性能検査を受検し、同日付けで合格した。

③ 高圧ボイラー法定点検検査

今年は高圧ボイラー設備の法定点検検査を行った。実施状況を図 2.2-3 に示す。



安全弁検査



上胴内部部品点検・清掃



上胴内部検査・清掃



下胴内検査・清掃



液面計検査



下段バーナー清掃



側壁チューブ点検・清掃



給水仕切弁ディスク検査



給水ポンプ心出し作業

図 2.2-3 高圧ボイラー法定点検検査

(3) ベンダー推奨点検整備検査業務結果

ベンダー推奨点検整備検査では、計装空気設備、監視カメラ、放送設備、地震計、DCS (Distributed Control System) 設備、純水設備、循環冷却水冷却塔設備、排水処理設備、フレアー、防消火設備、RTO 等について実施した。実施状況を図 2.2-4(1)~(2)に示す。



計装空気ドラーヤー点検



圧縮機制御盤点検



空気圧縮機整備



空気圧縮機整備部品



DCS 点検



ガスクロ点検整備



排水処理水槽汚泥回収
脱水機分解整備



汚泥回収バキューム車



排水給水流量計整備



純水中和槽清掃



純水イオン交換樹脂



純水設備ポンプ点検

図 2.2-4(1) ベンダー推奨点検検査



純水設備制御盤点検



循環冷却塔ファン点検整備



フレアバーナー点検



フレア・ノットバーナー取外し



フレア・ノットバーナー新品取付



フレア・ノット空気吸入器整備



RTO 燃焼炉内部点検



RTOロータリハルブギア点検

図 2.2-4(2) ベンダー推奨点検検査

2.2.5 突発補修業務結果

現場巡回や運転監視において当社社員が確認した設備等の不具合や故障・作動不良の保全作業において要員や資機材等の動員が必要な主要な突発補修業務として、セミリーンアミン流量調節弁(11FV-002)取替、電気トレースケーブル損傷整備、セミリーンアミンポンプチェックバイパス弁取替、高圧ボイラー給水ポンプ(20P-001)ミニマムフロー配管補修が発生した。実施状況を図 2.2-5(1)~(4)示す。

なお、SDMにおいて当初予定を超える要員や資機材等の動員が必要な突発補修業務は発生しなかった。



FV-002 下流フランジ全体



下流フランジ下部拡大



下流フランジ全体



下流フランジ横部拡大



下流レデューサー溶接部

図 2.2-5(1) セミリーンアミン流量調節弁(11FV-002) 取替



図 2.2-5(2) 電気トレースケーブル損傷

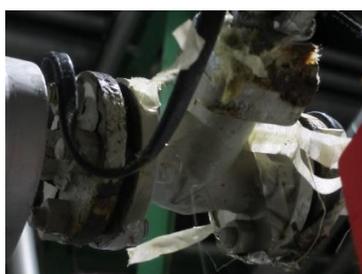


補修テープ施工



デブコン仮補修

図 2.2-5(3) 高圧給水ポンプミニフロー調節配管仮補修



弁体からの漏洩



漏洩箇所



取替弁

図 2.2-5(4) セミリーンアミンポンプ (11P-002B) チェッキバイパス弁取替

2.2.6 設備休止対応

既設地上設備を休止して保管するための維持管理を行うこととなった。

2019年11月に30万tの圧入を完了した後、同11月下旬から設備休止のための各種対応作業を行った。

(1) 内容物の抜出清掃作業

2019年11月23日に原料ガス受入れを停止し、順次装置を停止。CO₂分離・回収設備のタンクへのアミン抜き出し、脱圧・脱液、CO₂圧入設備の脱液・脱圧を行いつつ、用役設備もこれらに合わせて順次停止し、脱圧・脱液を実施した。更に、用役設備では薬品の抜き出し、水タンクのドレンアウト、ピットや地下貯槽等の水やヘドロの抜き出し等を実施し、あわせて水洗による系内洗浄を実施した。薬品やヘドロは産業廃棄物として産業廃棄物処理業者に外注処理を依頼した。

(2) 窒素封入管理するための仕切板設置作業

設備を停止した後、11月25日以降12月中旬にかけて仕切板設置作業を行った。

プロセスは、PSA オフガス系、CO₂分離・回収系、CO₂圧入系の3系統に区分し、必要箇所に仕切板を設置した。水・蒸気系統については、高圧ボイラー・高圧蒸気系、低圧ボイラー・低圧蒸気系、純水・復水系、循環冷却水系、工業用水系に区分し、必要箇所に仕切板を設置した。

(3) 窒素封入管理作業

仕切板の設置に引き続いて、窒素置換、窒素封入作業を実施した。

プロセス系統は、既に窒素置換が完了しており、0.02 MPaGまで窒素昇圧を行って、封入管理を開始した。水・蒸気系統については、窒素をホース等で接続し、系内の空気を窒素に置換する作業を行い、残存酸素濃度が2%以下になるまで窒素パージを行い窒素置換した

後、0.02 MPaG まで窒素昇圧を行って、封入管理を開始した。

なお、系内圧力を 0~0.02 MPaG になるように管理し、圧力が低下した際は窒素増し入れを行うこととした。

(4) 自家発タービン復水器保管作業

2月中旬には、自家発タービンの排気蒸気復水器系統の窒素パージ後、開放を行って水分をドレンアウトした後、乾燥剤（シリカゲル）を3箇所設置し、計装空気（乾燥空気）注入のためホース接続を行った。

最後に、開放したマンホールを閉止し、計装空気を約 50 m³/h 連続注入して乾燥させ維持保管を開始した。

2.3 安全・環境管理

当センターは、本事業を実施するに当たり、本事業に人身事故、健康障害、環境汚染等のリスクが潜在することを十分に認識し、そのリスクが顕在化しないよう努めるために安全・環境管理を実施してきた。

2.3.1 安全管理

当センターでは労働災害の未然防止、健康の保持増進および快適な職場環境の形成を図り、安全衛生水準の向上に努めることを目標に種々安全管理活動を実施した。その結果、2019年度も無事故・無災害を達成した。

当センターでの安全管理活動は以下のとおりである。

(1) 安全管理体制

当センターの従業員数は36名であり、労働安全衛生法上は事業場規模10~49名の事業場に該当する。当該規模の事業場の安全衛生管理組織には「安全衛生推進者」の選任が義務付けられているのみであるが、当センターでは事業場規模50名以上に匹敵する形の安全管理体制とした。

当センターの安全管理体制を、図2.3-1に示す。

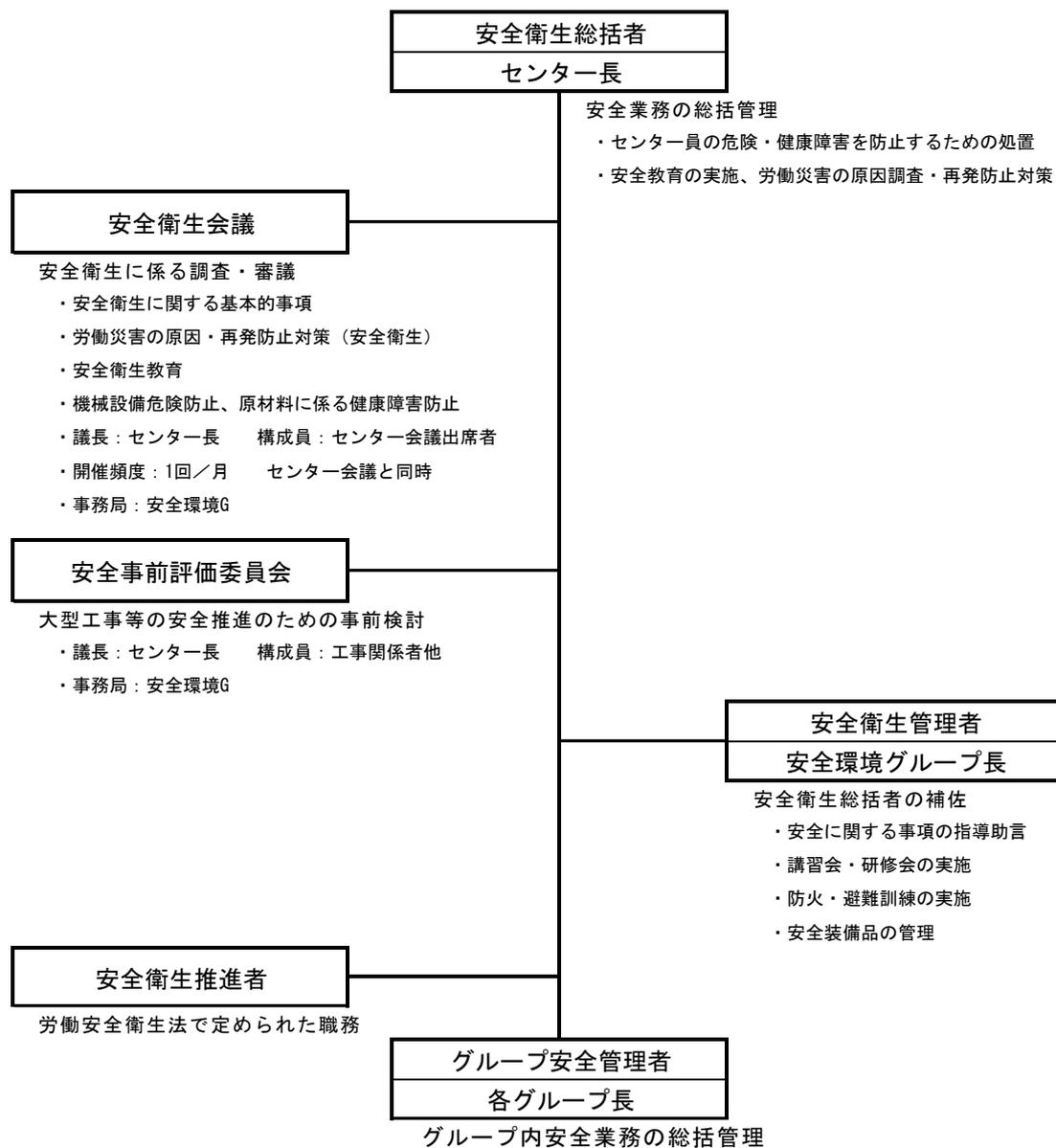


図 2.3-1 苫小牧 CCS 実証試験センター安全管理体制図

(2) 安全衛生会議

当センターでの安全衛生活動を円滑に推進するため、当センター長を議長とし、安全衛生に関する事項（危険防止、労働災害の原因・再発防止対策、安全衛生教育等）について調査・審議を行う「安全衛生会議」（以下、「本会議」と称する。）を設置した。

本会議は、原則として毎月1回開催した。

(3) 安全事前評価委員会

当センターが発注する工事等の安全推進のためセンター長を委員長とする「安全事前評

価委員会」(以下、「本委員会」と称する。)を設置した。

本委員会では工事受注者より提示された工事の安全管理体制、工事の特殊性、危険有害作業の安全対策(重機使用・足場設置、火気使用等)、安全衛生対策等について工事施工前に審議・評価を実施した。

2019年度は、2019年5月29日に定期保全工事、2020年1月14日に圧縮機開放点検工事、2020年2月6日に分離・回収設備腐食状況調査工事を対象に本委員会を開催し、それぞれ安全対策等が万全であることを確認した。

(4) 安全パトロール

定期保全工事、圧縮機開放点検工事、分離・回収設備腐食状況調査工事を対象に、安全事前評価委員会で確認した安全対策が確実に守られているか等を確認することを目的に、現場の安全パトロールを定期的実施した。

安全パトロールは工事受注者とその協力会社および当センター(センター長および安全管理グループ員)の三者の合同で、工事期間中1回/週の頻度で実施した。

安全パトロールで確認された危険・不適合行為等については、その場で指摘し是正指示することを原則とし、翌日の工事受注者による安全朝礼等の場で作業者全員に周知し再発防止に努めた。また、現場で作業者に積極的に声をかけることに努めた。これらは現場の緊張感を維持させることに効果があった。

(5) 保安教育および防災訓練

① 保安教育

当センターの人的および物的被害を防止し、公共の安全を確保することを目的に保安教育を実施した。

保安教育の実施は、2019年4月に保安規定(電気事業法)に基づく保安教育を、同5月に一般取扱所予防規程(消防法)に基づく保安教育を、同11月に危害予防規程(高圧ガス保安法)に基づく保安教育を、それぞれ全センター員を対象に実施した。

② 防災訓練

設備異常時等災害発生時の人的および物的被害の拡大防止等の防災能力を向上することを目的に防災訓練を実施した。

2019年度に実施した防災訓練の内容を下記に示す。

1) 管理棟防災訓練

2019年11月15日に、管理棟1階喫煙室での火災発生を想定し、避難訓練、市消

防連絡訓練、初期消火訓練を実施した。

あわせて、消火器の取扱い教育を、全センター員を対象に実施した。

2) 散水訓練

2019年8月8日に防火ポンプ等の健全性確認等を目的に、吸収塔の散水リングの散水訓練を実施し、防火ポンプ、消火栓の操作および散水リングの機能に問題ないことを確認した

(6) その他

① 消防立入検査

2019年6月6日苫小牧市消防による立入検査が実施された。

検査は書類検査（危険物保安監督者免状確認、高圧ボイラー定期点検記録確認）および現場検査（高圧ボイラー、燃料タンク外観および消火器、ペーjing確認）で、問題のないことが確認された。

2.3.2 環境管理

当センターの環境管理については、北海道、苫小牧市、当社の三者で締結した「公害防止協定書」（2014年5月13日締結、以下「協定書」と称する。）に基づき、環境保全対策を実施している。

2019年度は、協定書に定める大気汚染物質の排出量の協定値および排水の自主管理目標値を遵守しており、協定書に抵触する異常状況の発生はなかった。当センターの環境管理事項は、以下のとおりである。

(1) 大気汚染防止

当センターには、低圧ボイラー（自家燃料ガス専焼）と高圧ボイラー（自家燃料ガス、A重油混焼）が設置しており、これら2缶のボイラーから排出される大気汚染物質による大気汚染を抑制するため、種々の低減対策を実施している。

協定書では、大気汚染物質排出量を表2.3-1のとおり規定しており、当センターは、定期測定（1回/2箇月、手分析）および常時測定（自動測定）を実施し、測定結果を北海道と苫小牧市に定期報告している。2019年度は、協定書の規定値を全て遵守した。

表 2.3-1 大気汚染物質排出基準

汚染物質名	稼働平均排出量	1日平均排出量
窒素酸化物	8.6 Nm ³ /時以下	9.2 Nm ³ /時以下
ばいじん	4.5 kg/時以下	5.3 kg/時以下
硫黄酸化物	5.9 Nm ³ /時以下	5.9 Nm ³ /時以下

(2) 水質汚濁防止

当センターで発生する排水は、受入槽で一時貯留され、排水処理設備にて環境に有害な物質を除去した後に、海域に放流している。排水量が少ないことから水質汚濁防止法上の特定工場には該当しないため、協定書には排水の規定値は定められていないが、表 2.3-2 のとおり自主管理基準を定めて管理した。

排水の性状管理として、油分を油膜検知システムにより連続的に測定し、化学的酸素要求量 (COD: Chemical Oxygen Demand) および懸濁物質 (SS) の隔月測定を実施している。2019年度は自主管理基準値を全て遵守した。

表 2.3-2 排水自主管理基準値

種別		COD (Mn 法*)	SS
自主管理目標値	最大	60 mg/L	40 mg/L
	日平均	40 mg/L	30 mg/L

*:過マンガン酸カリウム滴定法

(3) その他の環境管理

当センターでは、騒音・振動防止、土壌および地下水汚染防止、悪臭防止に関しても協定書を遵守しており、問題となる事象は発生していない。

また、当センターで発生する産業廃棄物については、「廃棄物の処理及び清掃に関する法律」に従い適正に処理した。

(4) アミン溶液漏えい事象の「協定書」上の対応

2019年10月9日および同11月22日に発生した「配管からのアミン溶液の防液堤内漏えい事象」について、協定書第10(事故時等の処置)に基づき、公害が発生するおそれがある事象として北海道および苫小牧市にそれぞれ以下のとおり報告を行い、土壌汚染等の公害の発生がないことが確認された。

1) 2019年10月9日発生事象

- ・ 2019年10月10日 事象の報告
- ・ 2019年10月28日 原因と対策の報告

2) 2019年11月22日発生事象

- ・ 2019年11月22日 事象の報告
- ・ 2019年12月23日 原因と対策の報告

(5) 協定書の廃止

CCSの実証試験については2019年11月22日、CO₂圧入量が目標の30万トンに達したことより、CO₂の圧入は停止し、実証試験設備は休止状態となった。

このことにより、協定書の廃止について、2019年12月23日に協定書第19(協議)に基づき北海道および苫小牧市に協議を申し入れ、協議の結果、2020年1月21日付で協定書は廃止された。

2.4 CCSコストの推算

本事業では年間20万t規模のCCSの技術の課題を明確にした。年間20万tの設備能力は、D1-1基地の水素製造装置で予定外の生産調整や操業停止等が生じて、年間10万tの圧入を確実に確保するために設定したものである。次に、実用化段階で想定される規模に拡大する場合の技術的課題とその実現のための手段と方法を明確にするために、年間100万t規模のCCS設備のコストを推算した。コストデータは本事業のEPC(Engineering, Procurement, Construction)実績コスト(2015年9月建設業務終了)および2016年度の操業費を基準とした。推算の前提条件として、設備の耐用年数を25年とし、減価償却費は毎年均等とした(EPCコスト/25)。年間20万t規模でt単価(圧入CO₂のt当たり分離・回収/圧入・貯留・モニタリングコスト)を算出し、次に年間100万t規模でt単価を算出した。

2.4.1 設備コスト試算の仮定(年間20万t-CCS)

設備コストの試算にあたっては、本事業のプロセスフロースキーム(図2.4-1)の代わりに、水素製造、アンモニア製造およびIGCC(Integrated coal Gasification Combined Cycle:石炭ガス化複合発電)のCCSに適用できる実用化モデル(将来の商業段階モデル)を想定し(図2.4-2)、年間20万tを分離・回収/圧入する設備コストを推算した。

本事業では、排出源側(D1-1基地)のCO₂原料ガスの種類や供給条件の制約から、PSAガス精製ユニットの下流から低圧のPSAオフガスを送気したため、CCSの分離・回収/圧

入に直接的には必要とされない付帯設備も設置した(図 2.4-1、図 2.4-3 を参照)。しかし、CO₂原料ガスを PSA 上流から分岐することも可能で、その場合には高压(2.5 MPaG 前後)で分離・回収できる(CO₂分圧は 0.47 MPaA)。PSA 上流からの分岐と CO₂回収後の水素原料ガスの返還を図 2.4-3 に示す。この流れにより上記の付帯設備に該当する高压ボイラー、発電設備、D1-1 基地への給電設備、PSA オフガスブローア、PSA オフガス圧縮機等を除外し、水素製造やアンモニア製造の CCS に適用できる実用化モデル(将来の商業段階モデル)とした。

表 2.4-1(1)~(2)に、本事業 CCS と実用化モデル CCS の相違箇所をまとめた。なお、本事業では、CO₂ 圧入設備は分離・回収設備と同一敷地(D1-2/D0 基地内)に設置されているため、長距離の CO₂ 輸送パイプラインは不要であった。

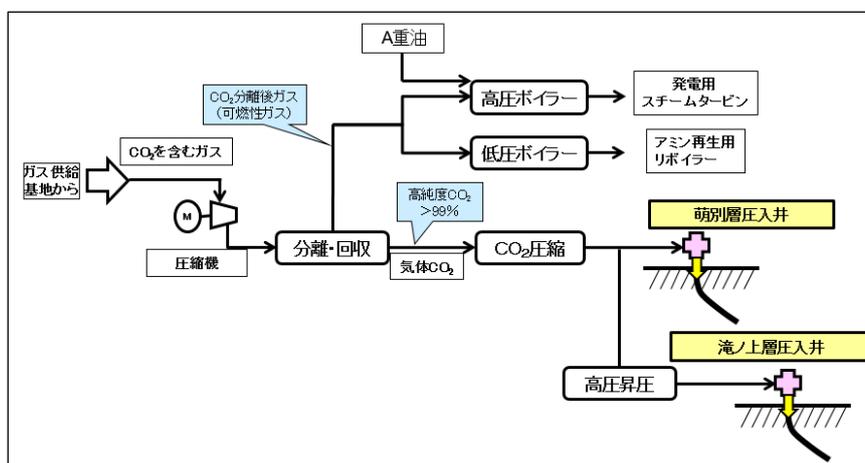


図 2.4-1 本事業のプロセスフロースキーム(分離・回収/圧入設備の構成)

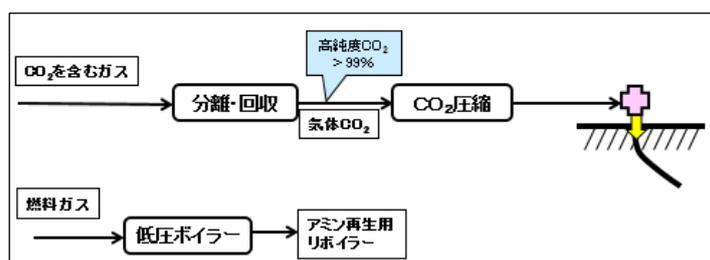


図 2.4-2 実用化モデルのプロセスフロースキーム(分離・回収/圧入設備の構成)

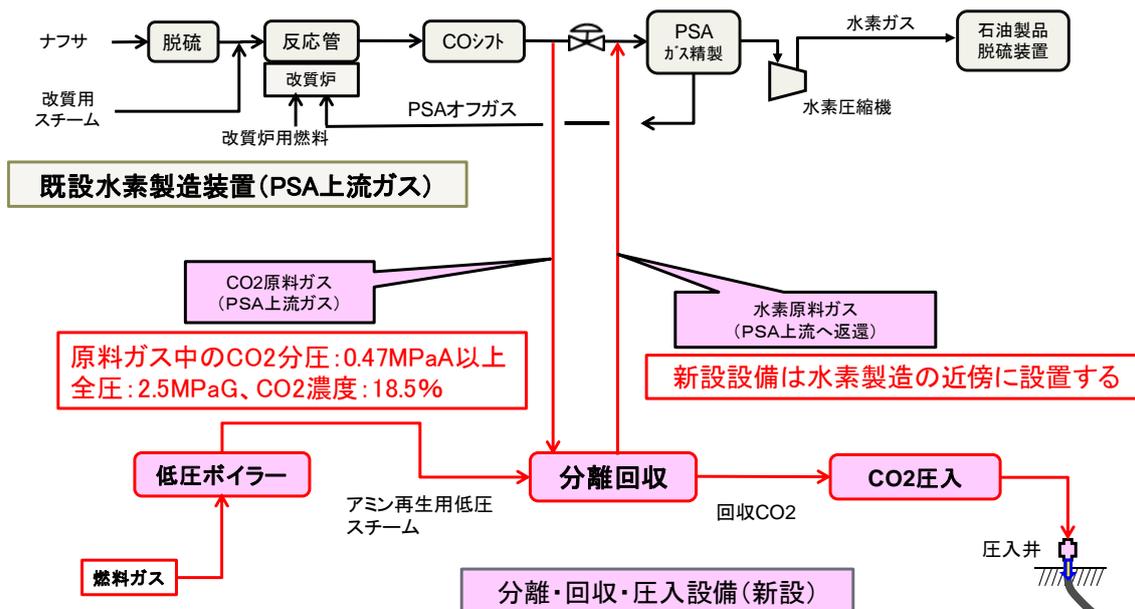


図 2.4-3 実用化モデルでの CO₂ 排出源と原料ガスの流れ

表 2.4-1(1) 地上設備構成の相違箇所

設備構成	本事業	実用化モデルにおけるイメージ
原料ガス圧縮設備	原料ガス圧縮機	なし
CO ₂ 圧縮設備	第一低圧・第二低圧圧縮機 高圧圧縮機	第一低圧・第二低圧圧縮機
自家発電設備	高圧蒸気発電機	なし
ボイラー設備	高圧ボイラー 低圧ボイラー	高圧ボイラー: なし 低圧ボイラー: あり (アミン再生用)
循環冷却水設備	冷却塔	なし
排水処理設備	加圧浮上設備	なし
純水製造設備	イオン交換式純水製造設備	なし

表 2.4-1(2) 貯留設備構成の相違箇所

モニタリング構成	本事業	実用化モデルにおける イメージ
圧入井	滝ノ上層圧入井 IW-1 萌別層圧入井 IW-2	滝ノ上層圧入井 IW-1：なし 萌別層圧入井 IW-2：あり
観測井	滝ノ上層観測井 (OB-1,OB-3) 萌別層観測井 (OB-2)	OB-1,OB-3：なし OB-2：あり
海底受振ケーブル	貯留地点直上を通過する1測線	なし
二次元弾性波探査	圧入中隔年	なし
三次元弾性波探査	圧入中隔年	25年に10回実施

2.4.2 運転コスト試算の仮定 (年間 20 万 t-CCS)

燃料ガス、電力、工業用水、冷却水、窒素等の用役消費量は本事業の実績値を基に実用化モデルの設備構成用に再計算し、さらに CCS による CO₂ 排出量を算出した (燃料、電力消費量当たりの排出係数から算出)。主な用役消費量を以下に示す。

- 1) スチーム供給熱量：アミン再生用 21.8 GJ/h、設備加熱用 9.2 GJ/h、合計熱量 31 GJ/h
- 2) 電力消費量：アミンポンプ用 490 kW、ボイラー駆動用 74 kW、CO₂ 圧縮用 3,941 kW、共通設備用 117 kW、合計電力量：4,622 kW

弾性波探査については、三次元弾性波探査を 25 年で 10 回実施とした。環境省「特定二酸化炭素ガスの海底下廃棄の許可申請に係る指針」によると、特定二酸化炭素ガスの位置および範囲等の地震探査は、海底下廃棄実施期間 (最長 5 年) 内に 2 回程度と定めている。

設備の保全コストは設備コストの 3.7%/年とし、年間稼働時間は 7,920 時間

(24 時間/日、330 日/年) とした。なお、3.7%/年は本事業の実績値であり、

330 日/年は年間の SDM を 35 日予定した場合の連続運転日数である。

燃料ガス単価については、液化天然ガス価格 (CIF) 2018 年 1 月～2019 年 12 月平均額に諸経費を加算し 1,205 円/GJ とした (消費税抜きでガス仕様としては、40 MJ/Nm³ (LHV) で 48.2 円/Nm³ に相当)。この諸経費は内閣府資料 LNG の燃料諸経費で 2,200 円/t とした。

電力単価については、新電力ネット（一般社団法人エネルギー情報センターが運営する会員制情報サイト）のホームページに掲載されたガス火力発電単価データ（2018年1月～2019年12月平均額）より、10.84円/kWhとした（消費税抜き）。なお、電力単価を変化させた場合の試算結果は、2.4.5(1)で示した。

2.4.3 設備および運転コスト（年間20万t-CCS）

年間20万t実用化モデルの設備コストと運転コストを表2.4-2にまとめた。

表 2.4-2 年間20万t実用化モデルの設備コストと運転コスト（消費税抜き）

設備構成	設備コスト		運転コスト		合計	
	円/t	%	円/t	%	円/t	%
分離・回収	335	3.0	1,860	16.7	2,195	19.7
CO ₂ 圧縮	385	3.4	2,174	19.5	2,559	22.9
共通設備	132	1.2	686	6.2	818	7.4
圧入井・貯留	922	8.3	4,635	41.7	5,557	50.0
合計	1,774	15.9	9,355	84.1	11,129	100.0

年間20万t圧入の小規模ケースの場合、CCSコストは11,129円/t-CO₂と推算した。設備コストは1,774円/t-CO₂（CCSコストに占める割合15.9%）、運転コストは9,355円/t-CO₂（同84.1%）となった。ここで示すCCSコストはキャプチャードコスト（Cost of CO₂ Captured）であり、CCSコストを圧入したCO₂量（単位はt）で除した値である。

運転コストの中では、低圧スチームボイラー用の燃料コスト（燃料コストはスチーム供給熱量をボイラー効率90%で除した値）が1,664円/t-CO₂、電力コストが2,008円/t-CO₂で、この二つの占める割合が大きい（同33.0%）。その理由は燃料ガスと電力の単価にある。本事業では、実用化モデルにおいても燃料ガスと電力を外部から購入することとしたが、CCS設備が水素製造・アンモニア製造・石炭ガス化発電等に隣接する場合は同一工場で燃料ガスや電力を融通することができ、その場合は、それらの単価は大幅に低減できるものと考えられる。

CO₂圧縮の運転コストが2,174円/t-CO₂でCCSコストの19.5%を占める。この大部分はCO₂圧縮機の電力コストによるものであり、コスト低減には圧縮機効率の向上が重要である。分離・回収の運転コストは1,860円/t-CO₂でCCSコストの16.7%を占め、そのうちアミンリボイラー熱のコストは1,171円/t-CO₂(CCSコストに占める割合の10.5%)で二段吸収法の採用による熱エネルギー低減効果が発揮されている(アミン再生熱が0.862GJ/t-CO₂に低減する)。

海洋環境調査は1,540円/t-CO₂(308百万円/20万t)で、CCSコストの13.8%を占めるため、その削減は重要である一方で、実用化に向け、必要な調査回数のみ実施することにより、一定程度の削減は可能なコストと考えられる。

CO₂排出係数は0.165であることから、アボイデットコスト(Cost of CO₂ Avoided)は13,328円/t-CO₂と算出された。ここでアボイデットコストは、CCSコストを「(圧入したCO₂量;単位はt) - (CCSで発生したCO₂量;単位はt)」で除した値である。

2.4.4 年間100万t-CCSのコスト推算

年間100万t規模の分離・回収/圧入・貯留では、スケール効果による設備コストの低減が期待できる。そして、電力消費量の削減、CO₂排出係数の低下、アボイデットコストの低減等にはCO₂圧縮機動力の低減が重要である。

設備構成は50万t/年×2系列とし、地上設備のEPCコストは0.6乗則を適用し(2.5倍の0.6乗×2系列で年間20万t-CCS設備の3.46倍)、100万tの設備コスト(円/t-CO₂)は20万tの0.693倍(=3.46/5倍)とした。

CO₂圧縮機は大型モデルによる効率向上(インペラーサイズ・枚数等の増加)により、約22%の動力(156⇒122kWh/t-CO₂)を削減できると推測した結果、圧縮コストは377円/t-CO₂減少し、圧縮機冷却水コストは23円/t-CO₂減少した。この動力削減によりCO₂排出量が17kg/t-CO₂減少するため、排出係数は0.148となる。なお、燃料ガス単価および電力単価については、2.5.2に記載した20万tのケースと同額と仮定した。

さらに、100万t規模の年間保全コスト(設備コストの3.7%)も20万t規模の0.693倍となり、241円/t-CO₂減少したので、100万tの分離・回収/圧入の運転コストは合計641円/t-CO₂減少し、4,079円/t-CO₂となった。

100万t規模での圧入井・観測井設備費は20万t規模の2倍(円/t-CO₂では1/2.5)、年間モニタリング費は20万t規模の2倍、年間弾性波探査費は25年で10回、年間海洋環境調査費は20万t規模と同額と仮定したため、圧入井・貯留運転コスト(円/t-CO₂)は1/4となった。

年間20万t規模と年間100万t規模とのCCSコストの推算値の比較を表2.4-3に示す。100万t規模実用化モデルでは6,186円/t-CO₂(Captured)、7,261円/t-CO₂(Avoided)となった。

なお、今回のコスト試算は、苫小牧の実証データを基に、年間20万t規模の実用化モデルのコストを試算し、さらに前述の仮定の下で年間100万t規模の実用化モデルのコストを試算したものである。

表 2.4-3 実用化モデルでの年間20万t規模-CCSと年間100万t規模-CCSのコスト比較

CCSコスト (円/t-CO ₂)	20万t規模 (実用化モデルにおける イメージ)	100万t規模 (実用化モデルにおける イメージ)
1) 分離・回収/圧入		
設備コスト	852	590
運転コスト	4,720	4,079
合計	5,572	4,669
2) 圧入井・貯留		
設備コスト	922	369
運転コスト	4,635	1,148
合計	5,557	1,517
3) 総合計		
Captured	11,129	6,186
Avoided	13,328	7,261
4) CO ₂ 排出係数(分離・回収/圧入設備から排出されたCO ₂ t数)÷ (分離・回収/圧入したCO ₂ t数)		
t-CO ₂ /t-CO ₂	0.165	0.148

2.4.5 年間100万t-CCSのコストに関する各種検討

(1) 電力単価がCCSコストに与える影響

2.4.4「年間100万t-CCSのコスト推算」では電力単価は10.84円/kWhと仮定したが、当該単価を変更した場合のCCSコスト(Captured)を試算した。100万t実用化モデルにおいて、燃料ガス単価ごとの試算結果を図2.4-4に示した(電力単価10.84円/kWh、燃料ガス単価1,205円/GJが今回の仮定値、電力単価15.42円/kWh、燃料ガス単価1,072円/GJが平成28年度に試算した際の仮定値)。燃料ガス単価1,205円/GJの今回のケースで、仮に電力単価を5.0円/kWhとした場合では、CCSコストは5,307円/t-CO₂(Captured)まで低下した。

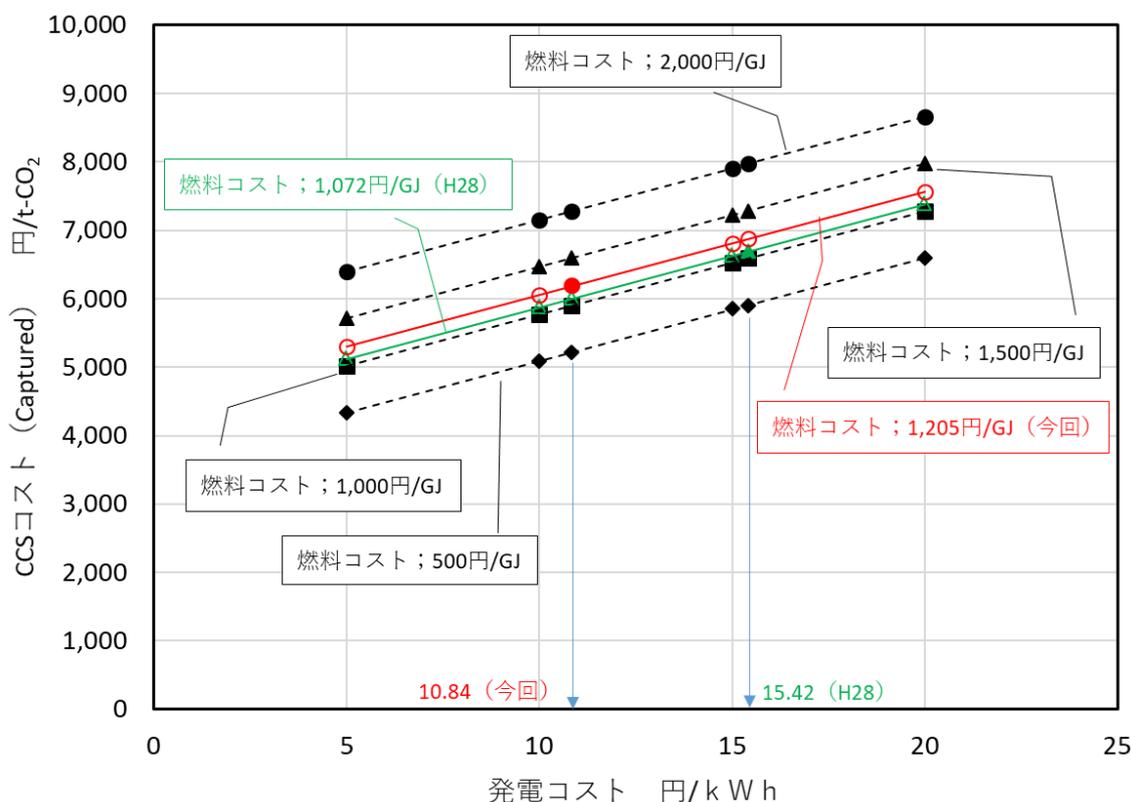


図 2.4-4 電力単価と CCS コスト (Captured) の関係 (100 万 t 実用化モデル)

(2) CO₂回収率がCCSコストに与える影響

総括報告書 2.3.3「CO₂回収率と分離・回収エネルギーの相関」において、回収率を 99.9 % から 95%に減少させた場合は、分離・回収エネルギーを約 9.5%低減できることを試算した(回収率 95%以下の試験が本事業の設備で不可であることは、総括報告書 2.3.3 を参照)。

この場合、100 万 t の実用化モデルの Aminリボイラー熱費用 1,170 円/t-CO₂およびア

ミンポンプ電力費用 245 円/t-CO₂の合計 (1,415 円/t-CO₂) で 134 円/t-CO₂削減でき、CCS コストは 6,052 円/t-CO₂ (Captured) となる。

(3) 将来プロセスによる CCS コストの試算

2.1.2(1)「分離・回収エネルギーの検証」では、画期的プロセス構成により分離・回収エネルギーは 1.130 GJ/t-CO₂から 0.730 GJ/t-CO₂まで低減できることが期待された(表 2.1-4 参照)。この場合、実用化モデルのアミンリボイラー熱費用 1,170 円/t-CO₂は 502 円/t-CO₂減少し、アミンポンプ電力費用 245 円/t-CO₂は 31 円/t-CO₂増加して、合計では 471 円/t-CO₂ (31.3%) 低減できるため、CCS コストは 5,715 円/t-CO₂ (Captured) と 6,708 円/t-CO₂ (Avoided) まで削減することができる。

2.4.6 海外 CCS プロジェクトのコスト調査

海外の大規模 CCS プロジェクトでは、Quest CCS Project (カナダ、アルバータ州) の CCS コストが公表されているため、その内容を調査した。当該プロジェクトは Scotford Upgrader 製油所の水素製造装置の PSA 上流から CO₂原料ガスを分岐して CO₂回収後のガスは PSA 上流に返還しているため、図 2.4-1 と同じガスの流れである。年間 100 万 t 以上の CO₂を分離・回収・圧縮し、65 km のパイプラインで輸送したのち、地下 2,000 m の貯留層に圧入している。

2015 年 8 月から CO₂輸送を開始し、2016 年～2018 年の 3 年間で 331.4 万 t (平均：年間 110.5 万 t) を貯留した。そのコスト分析結果 (3 年間の平均値) を実用化モデルと比較して表 2.4-4 に示す。

表 2.4-4 実用化モデルと Quest CCS Project の CCS コスト比較

比較項目		実用化モデルにおけるイメージ	Quest CCS (3年間平均)
1	排出源	水素製造 PSA 上流	水素製造 PSA 上流
2	年間圧入量	100 万 t	110.5 万 t
	分離・回収・圧縮	工場内に設置 50 万 t 設備：2 系列	製油所内に設置 吸収塔：3 系列 放散塔：1 系列 圧縮機：1 系列
	輸送	無し	65 km
	貯留・モニタリング	工場隣接に設置 圧入井 2 本 坑口圧力：9.3 MPaG	圧入井：1 本 x 2 箇所 (+1 本予備) 坑口圧力：9.6 MPaG
3	分離・回収率、回収量	99.9%, 126.5 t/h	82%, 148.4 t/h
	リボイラー熱量	0.862 GJ/t-CO ₂	2.27 GJ/t-CO ₂
	ポンプ電力消費量	19.2 kWh/t-CO ₂	31 kWh/t-CO ₂
	分離・回収エネルギー	1.13 GJ/t (Design)	2.79 GJ/t
4	CO ₂ 圧縮機		
	段数	4 stages	8 stages
	吸込/吐出圧力 (MPaG)	0.05/9.3	0.03/10.5 (PL 入口)
	圧縮動力 (kWh/t)	122	113
5	設備コスト (CAPEX) 百万円 @85 円/Canadian\$		
	初期投資額	分離～圧縮：14,761 輸送：0 貯留・観測：9,214 設備合計：23,975	分離～圧縮：56,130 輸送：12,650 貯留・観測：10,270 設備合計：79,050
	償却年数	25 年	25 年 Fixed Charge
	年間償却率	ゼロ	Factor=0.062
6	年間償却コスト	959 百万円 (23,975/25)	4,895 百万円 (=79,050x0.062=79,050/25x1.55)
	運転コスト (OPEX) 百万円/年 @85 円/Canadian\$		
	年間燃料コスト	1,664@1,205 円/GJ	618@490 円/t-steam (233 円/GJ)
	年間電力コスト	1,631@10.84 円/kWh	433@2.84 円/kWh
	モニタリング/弾性波 探査/海洋調査	465+344+308=1,117	504 (MMV, Seq-Ope)
設備保全+その他	569+246=815	963 (人件費、税金含む)	
年間合計	5,227	2,518	
7	年間合計コスト (OPEX+CAPEX)	5,227(85%) + 959(15%) =6,186 百万円/年	2,518(34%)+4,895(66%) =7,413 百万円/年
8	CO ₂ 排出係数 (t-CO ₂ /t-CO ₂)	0.148	0.208
9	CCS コスト	t 単価 (円/t-CO ₂)	t 単価 (円/t-CO ₂)
	Captured	6,186	6,708 (5,501) *
	Avoided	7,261	8,470 (6,946) *

* () 内の数値は CO₂ パイプラインの設備コストと労務費用を除外した CCS コスト

Quest CCS コスト解析の主な結果を下に列記する。

- 1) Quest の CCS コスト (Captured) は日本円に換算して 6,708 円/t-CO₂ であるが、実用化モデルと比較するために長距離パイプラインの設備費 (12,650 百万円) を年間償却費に換算して (783.2 百万円/年)、CO₂回収量 1.105 百万 t/年で割り算すると 709 円/t-CO₂ となるため、パイプラインを除外した CCS コストは 5,999 円/t-CO₂ に相当する。更に、Quest では OPEX (Operating Expenditure) に労務費用 (Direct Labor and Personnel Costs) として 550 百万円が入っているため (498 円/t-CO₂)、これを差し引くと 5,501 円/t-CO₂ に相当する。
- 2) Quest の OPEX=2,518/1.105=2,279 円/t (34%)、CAPEX (Capital Expenditure) =4,895/1.105=4,430 円/t (64%) の割合は、実用化モデルの OPEX=5,227 円/t (85%)、CAPEX= 959 円/t (15%) の割合と大きく異なるが、Quest の燃料単価および電力単価が実用化モデルの約 1/4~1/5 であることが OPEX 差の原因である。
参考として、Quest の分離・回収エネルギーを実用化モデルと同じ燃料単価 (1,205 円/GJ) と電力単価 (10.84 円/kWh) で比較すると、燃料費用は 1,885 円/t (= (2.27-0.862) × 1205/0.9)、電力費用は 128 円/t (= (31-19.2) × 10.84) で合計 2,013 円/t の差額となり、実用化モデルが大幅に分離・回収コストを削減したことになる。
- 3) Quest の CAPEX はパイプラインコストを除外しても実用化モデルとの差は大きいですが、Quest では主要機器の耐用年数を 30 年で設計し、更に主要機器は実用化モデルより高品質である。例えば、吸収塔、放散塔のインターナルは実用化モデルでは不規則充填物を使用しているが Quest では特殊なトレイを使用している。CO₂ 圧縮機は実用化モデルの 4 段に対し 8 段としている。圧入 CO₂ の脱水は実用化モデルでは気液分離方式であるが Quest では TEG (Tri-Ethylene Glycol) 方式である。
- 4) 更に、Quest の CAPEX 償却費用には FCF (Fixed Charge Factor) を使用しているため、実用化モデルの単純平準ファクター (1/25) の 1.55 倍となっている。

2.4.7 CCS コスト試算のまとめと考察

本事業で蓄積した EPC 実績コストおよび実証試験で検証した用役消費量 (分離・回収エネルギーおよび CO₂ 圧縮動力等) を基準とし、年間 100 万 t 圧入を想定した実用化モデルの CCS コストを試算した。

モデルには以下のような主な条件を設定した。

- 1) 水素製造装置のPSA上流からCO₂原料ガスを分岐し、CO₂を分離・回収・圧入し、CO₂を回収した後の水素含有ガスはPSA上流に返還する。この原料ガス条件はアンモニア製造、LNG (Liquefied Natural Gas) 製造、ガス化発電(空気吹き)等の分離・回収条件(ガス圧力、CO₂分圧、ガス温度等)にも類似している。
- 2) 長距離CO₂パイプライン設備費用は含まない。
- 3) 設備運転期間は25年を想定し、設備費用の年間償却には金利、税金、利益を含まない(25年間の平準化)。
- 4) 分離・回収・圧入設備は製油所内に設置されたため、燃料ガス、高圧電力、ボイラー供水、冷却水等の用役は製油所から有償で買い取りできるものと考え、管理棟、排水処理設備も製油所と共有できるものとする。さらに、設備運転員は製油所と融通できると想定し、その労務費は考慮しない。

以上の条件で、CCSコストは6,186円/t-CO₂ (Captured)、7,261円/t-CO₂ (Avoided)となった。さらに、回収率の低下(99.9%から95%への変化)、「画期的プロセス構成」による分離・回収エネルギーの低減(1.22 GJ/t-CO₂から0.73 GJ/t-CO₂)等を勘案すると、CCSコストは5,580円/t-CO₂ (Captured)、6,360円/t-CO₂ (Avoided)、CO₂排出係数が0.122に減少)まで減少が期待できる。

一方、カナダのアルバータ州ではQuest CCSプロジェクトの運転が稼働し(年間110万t圧入実績)、そのCAPEXおよびOPEXが公表されているため、実用化モデルと比較した。比較のためにCO₂パイプラインと運転労務費を除外したCCSコストは、5,501円/t-CO₂ (Captured)、6,946円/t-CO₂ (Avoided)となった。

国内での実用化モデルとQuestプロジェクトでは、燃料コストや電力コストが4~5倍の格差があるものの、本事業での分離・回収エネルギーの低減成果および画期的プロセス構成の適用等で運転費用(OPEX)を低減することにより、Questプロジェクトの実績と同等のCCSコストを達成することが期待できる。

なお、国内の実用化CCSモデル(年間100万t貯留)の詳細なコストの試算には、具体的なCCSプロジェクトを想定した、FEED (Front End Engineering Design)が必要であることを付記する。

2.5 設備の信頼性検討

設備の信頼性検討は、将来CCS技術を実用化する際のCCS設備の計画・設計時の指針を得ることを目的とし、そのために、運転終了後に、設備を解体して、設備の内部異常や腐

食状況、スケール等の付着物の付着状況を把握し、設備劣化状況を評価する計画であった。しかし、当該設備の解体は2019年度中に延期が決まり、今後も設備利活用を継続することとなった。このため、今後は、開放点検の結果や運転データの比較検証に基づいて補修や改善が必要な部位を抽出するとともに、実用化のための対策・改善策を検討し、設備の操作性、信頼性の向上のための対策を実施し、運転によってその検討を行う。

今年度は、D1-2/D0基地について、PSA オフガス圧縮機、分離・回収設備(CO₂放散塔、CO₂吸収塔、低压フラッシュ塔、低压フラッシュ塔塔頂受槽、アミンリボイラー)、CO₂圧縮機の設定開放点検検査および内部付着物の分析(量、組成)等を実施した。結果について以下に報告する。

2.5.1 PSA オフガス圧縮機/10C-001の開放点検

当該機器は、PSA オフガスを受け入れて分離・回収設備に送り込む機能を有するため、実証試験設備の操業中は常時稼働している設備である(図2.5-1)。開放点検の結果を表2.5-1に示す。基準値を超えるか破損していた箇所は2箇所と少なく、安定した稼働状況であったと判断した。

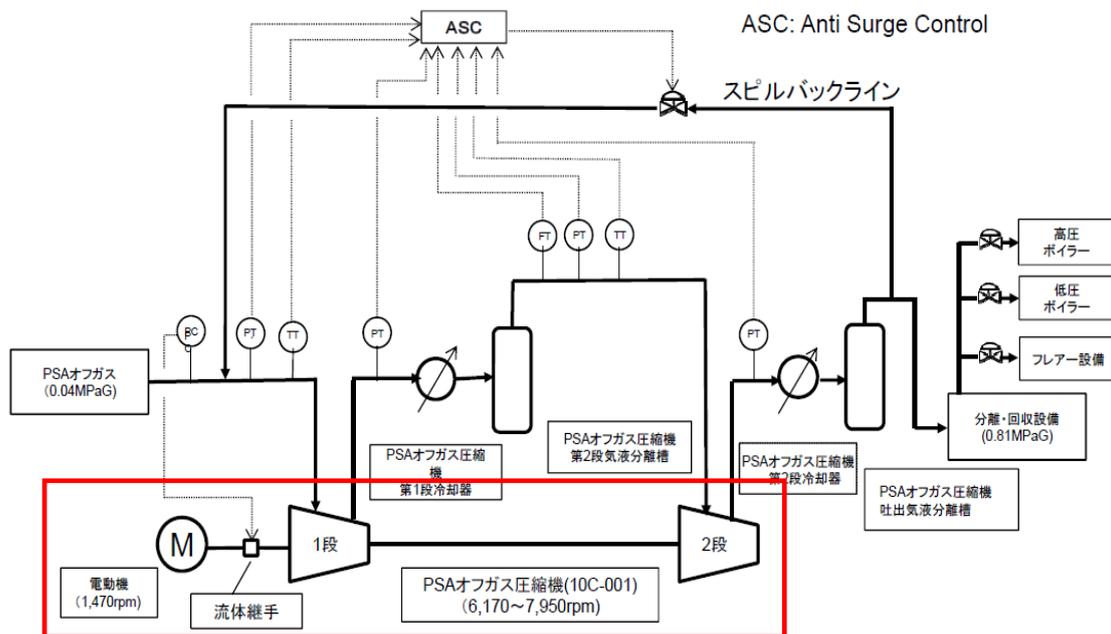


図 2.5-1 PSA オフガス圧縮機/10C-001

表 2.5-1 PSA オフガス圧縮機開放点検結果 (10C-001)

	検査項目	結果	対策
1	主軸と ジャーナル軸受の離隔	0.164 mm (基準値 0.14~0.18) : OK	
2	ジャーナル軸受と ケーシングの離隔	-0.03~-0.07 mm (基準値-0.09~-0.03) : OK	
3	主軸と スラスト軸受の離隔	0.37 mm (基準値 0.28~0.38) : OK	
4	ロッドとラビリンスの離隔 ／バランスラビリンス	0.35~0.10 mm (基準値 0.25~0.40) : NG	破損個所があり部品 交換を必要とする。
5	ロッドとラビリンスの離隔 ／5 段ステージラビリンス	0.45~0.10 mm (基準値 0.18~0.32) : NG	部品交換や調整を 必要とする。
6	ローター／スラストメタル を外し時の動き量	7.61 mm (基準値 4.5≦) : OK	
7	ローター／内側スラストメ タルを組み込み時の動き量	3.82 mm (基準値 1.8≦) : OK	
8	ローター外側スラストメタル を組み込み時の動き量	3.79 mm (基準値 2.7≦) : OK	
9	流体接手軸と圧縮機軸の ずれ	500.45 mm (基準値 500±0~+0.5) : OK	
10	流体接手軸と電動機軸の ずれ	500.35 mm (基準値 500±0~+0.5) : OK	

2.5.2 分離回収設備の開放点検

当該設備は、CO₂吸収塔(11V-001)、CO₂放散塔(11V-003)、低圧フラッシュ塔(11V-004)、低圧フラッシュ塔塔頂受槽(11V-005)、アミンリボイラー(11E-004)の各塔槽機器から構成される(図 2.5-2)。内部状況および各所計測において設備の腐食は見られなかった(表 2.5-2)ことから、健全に稼働していたと判断した。

なお、塔槽機器に接続する配管の調査は、2020年度に実施する予定である。

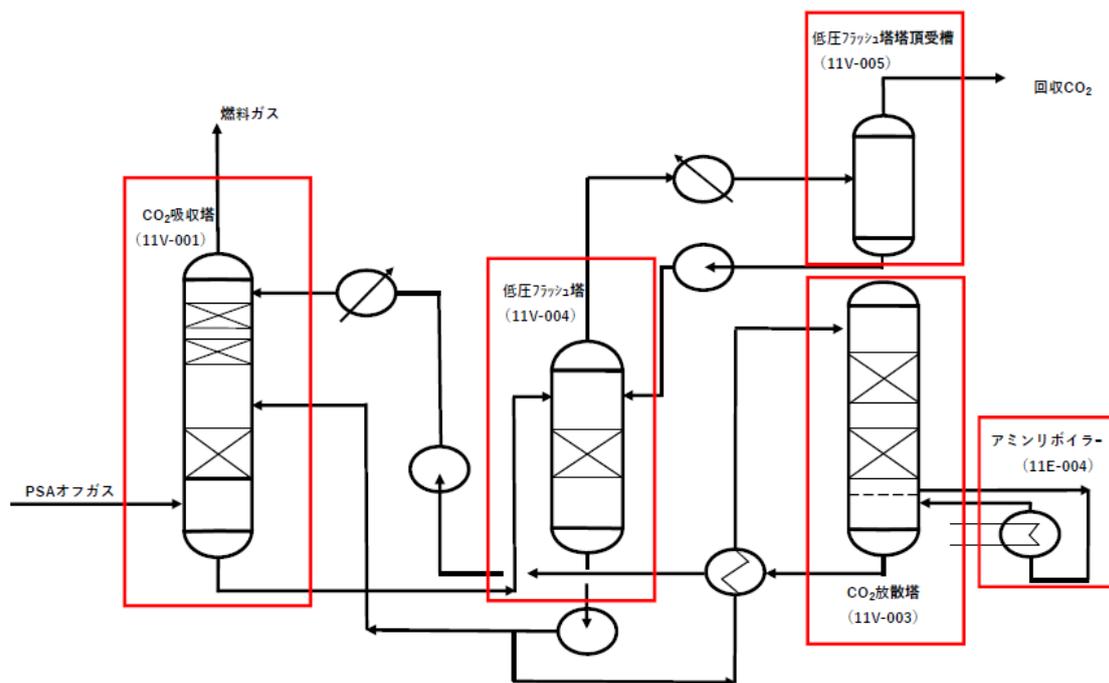


図 2.5-2 分離回収設備

表 2.5-2 分離回収設備開放点検結果

CO₂ 吸収塔 (11V-001)

	検査項目	結果	対策
1	ハンドホールからの目視検査	OK	
2	各層 (M1~6) の板厚測定	16.1~19.1 mm (基準値 16.0~19.0±0~25%) : OK	
3	CCD/M6 層の状況確認検査	OK (減肉等の症状なし)	
4	内壁付着物の分析 (EDX、XRD)	FeCO ₃ 、Fe ₃ O ₄ 、Fe ₂ O ₃ 、各層微量	

CO₂ 放散塔 (11V-003)

	検査項目	結果	対策
1	ハンドホールからの目視検査	OK	
2	各層 (M1~4) の板厚測定	12.1~16.2 mm (基準値 12.0~14.0±0~25%) : OK	
3	CCD/M3、M4 層の状況確認検査	OK (減肉等の症状なし)	
4	内壁付着物の分析 (EDX、XRD)	FeCO ₃ 、Fe ₃ O ₄ 、Fe ₂ O ₃ 、各層微量	

低圧フラッシュ塔 (11V-004)

	検査項目	結果	対策
1	ハンドホールからの目視検査	OK	
2	各層 (M1~3) の板厚測定	12.0~17.8 mm (基準値 12.0~16.0±0~25%) : OK	
3	CCD/M2層の状況確認検査	OK (減肉等の症状なし)	
4	内壁付着物の分析 (EDX、XRD)	FeCO ₃ 、Fe ₃ O ₄ 、Fe ₂ O ₃ 、各層微量	

低圧フラッシュ塔塔頂受槽 (11V-005)

	検査項目	結果	対策
1	ハンドホールからの目視検査	OK	
2	各層 (M1) の板厚測定	7.0 mm (基準値 7.0±0~25%) : OK	
3	CCD/M1層の状況確認検査	OK (減肉等の症状なし)	
4	内壁付着物の分析 (EDX、XRD)	Fe ₂ O ₃ 、微量	

リボイラー (11E-004)

	検査項目	結果	対策
1	各層 (A) の板厚測定	11.8~12.2 mm (基準値 12.0±25%) : OK	
2	CCD/A層および3/4Bドレンからの状況確認検査	OK (減肉等の症状なし)	

2.5.3 CO₂圧縮機の開放点検

当該機器 (図 2.5-3) のうち、低圧 CO₂圧縮機 (12C-001、12C-002) は、萌別層への CO₂ 圧入を実証した圧縮機であり、圧入量 300,012 t の実績が示す通り、長時間稼働した設備である。一方、高圧 CO₂圧縮機 (12C-003) は、滝ノ上層への CO₂ 圧入を実証した圧縮機であり、圧入量 98.19 t の実績に留まり、稼働時間は短かった。

開放点検結果の抜粋を表 2.5-3 示す。低圧 CO₂圧縮機 (12C-001、12C-002) は、内部機器のクリアランス基準値を超え破損している部品が多く、再稼働に際しオーバーホールを必要とし、また高圧 CO₂圧縮機 (12C-003) も、設備稼働時間が短い割には、クリアランス基準値を超え破損している箇所が多く、やはり再稼働時にはオーバーホールを必要とすることが判明した。

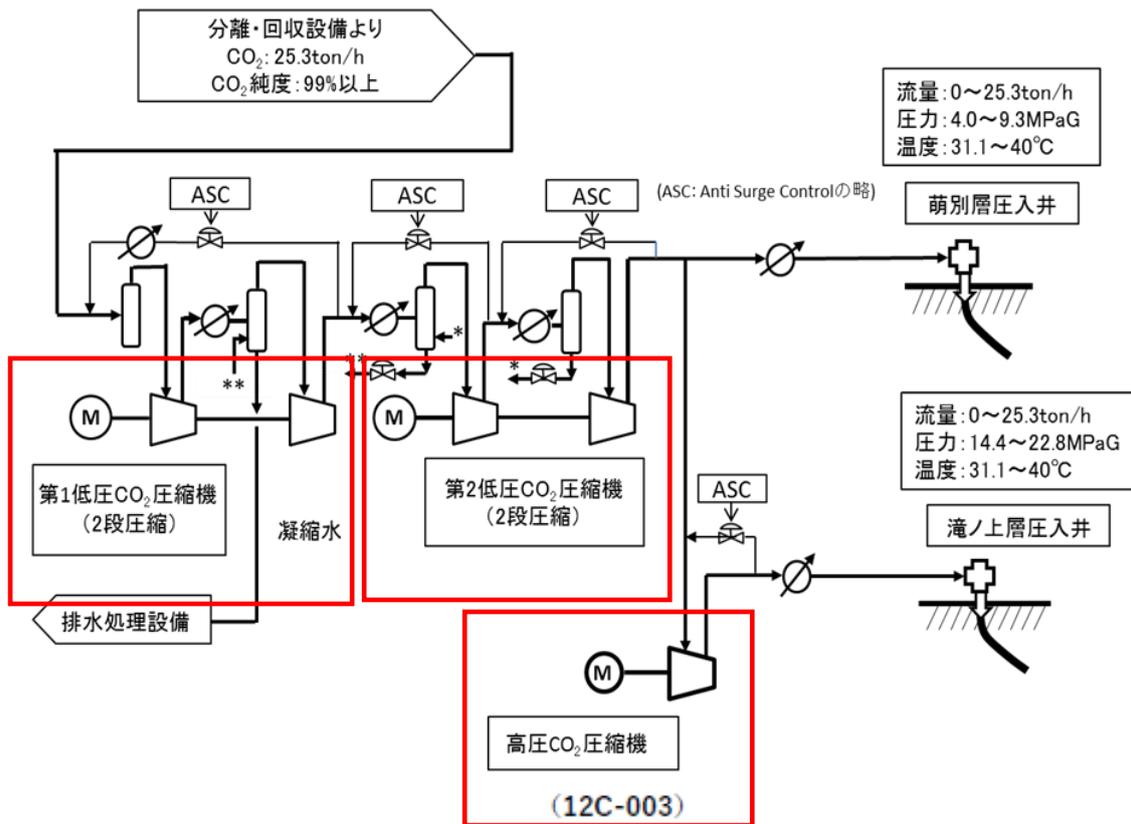


図 2.5-3 CO₂ 圧縮機

表 2.5-3 CO₂圧縮機開放点検結果

低圧CO₂圧縮機(12C-001)

	検査項目	結果	対策
1	主軸と ジャーナル軸受の離隔	0.167~1.87 mm (基準値 0.15~0.18) : NG	部品交換や調整を 必要とする。
2	ジャーナル軸受と ケーシングの離隔	-0.05~-0.06 mm (基準値-0.09~-0.03) : OK	
3	主軸と スラスト軸受の離隔	0.28 mm (基準値 0.28~0.38) : OK	
4	ロッドとラビリンスの離隔 /1段マウスラビリンス	0.35~0.67 mm (基準値 0.47~0.68) : NG	破損個所があり部品 交換を必要とする。
5	ロッドとラビリンスの離隔 /1段ステージラビリンス	0.17~0.45 mm (基準値 0.18~0.30) : NG	部品交換や調整を 必要とする。
6	ロッドとラビリンスの離隔 /2段マウスラビリンス	0.36~0.60 mm (基準値 0.41~0.70) : NG	破損個所があり部品 交換を必要とする。
7	ロッドとラビリンスの離隔 /3段マウスラビリンス	0.35~0.56 mm (基準値 0.37~0.66) : NG	破損個所があり部品 交換を必要とする。
4	ロッドとラビリンスの離隔 /バランスラビリンス	0.31~0.32 mm (基準値 0.16~0.28) : NG	破損個所があり部品 交換を必要とする。
9	ロッドとラビリンスの離隔 /7段マウスラビリンス	0.31~0.31 mm (基準値 0.23~0.37) : NG	破損個所があり部品 交換を必要とする。
10	ロッドとラビリンスの離隔 /段ステージラビリンス	0.36~0.28 mm (基準値 0.18~0.29) : NG	部品交換や調整を 必要とする。
11	ロッドとラビリンスの離隔 /スラスト側	0.51~0.52 mm (基準値 0.26~0.48) : NG	部品交換や調整を 必要とする。
12	ロッドとラビリンスの離隔 /カップリング側	0.52~0.53 mm (基準値 0.26~0.48) : NG	部品交換や調整を 必要とする。
13	ローター/スラストメタル を外し時の動き量	5.35 mm (基準値 4.6≤) : OK	
14	ローター/内側スラストメ タルを組込み時の動き量	2.52 mm (基準値 1.8≤) : OK	
15	ローター/外側スラストメ タルを組込み時の動き量	2.83 mm (基準値 2.8≤) : OK	
16	流体接手軸と圧縮機軸の ずれ	500.05 mm (基準値 500±0~+0.5) : OK	
17	流体接手軸と電動機軸の ずれ	500.45 mm (基準値 500±0~+0.5) : OK	
18	増速機/主軸とスラストの 離隔	0.74 mm (基準値 0.28~0.38) : NG	部品交換や調整を 必要とする。
19	増速機/主軸と軸受けの 離隔	0.30 mm (基準値 0.18~0.244) : NG	部品交換や調整を 必要とする。
20	増速機/主軸と軸受けの 離隔	0.31 mm (基準値 0.18~0.244) : NG	部品交換や調整を 必要とする。

低圧CO₂圧縮機(12C-002)

	検査項目	結果	対策
1	主軸とジャーナル軸受の 離隔	0.114~0.119 mm (基準値 0.11~0.14) : OK	
2	ジャーナル軸受と ケーシングの離隔	-0.05~-0.04 mm (基準値-0.03~-0.08) : OK	
3	主軸とスラスト軸受の離隔	0.27 mm (基準値 0.23~0.33) : OK	
4	ロッドとシーリングラビリ ンス(外)の離隔	0.595 mm (基準値 0.26~0.48) : NG	部品交換や調整を 必要とする。
5	ロッドとラビリンスの離隔 /1段マウスラビリンス	0.435~0.555 mm (基準値 0.16~0.42) : NG	破損個所があり部品 交換を必要とする。
6	ロッドとラビリンスの離隔 /1段ステージラビリンス	0.410 mm (基準値 0.10~0.32) : NG	部品交換や調整を 必要とする。
7	ロッドとラビリンスの離隔 /2段マウスラビリンス	0.385~0.430 mm (基準値 0.16~0.42) : NG	部品交換や調整を 必要とする。
8	ロッドとラビリンスの離隔 /2段ステージラビリンス	0.370 mm (基準値 0.10~0.32) : NG	部品交換や調整を 必要とする。
9	ロッドとラビリンスの離隔 /3段マウスラビリンス	0.410~0.515 mm (基準値 0.16~0.42) : NG	部品交換や調整を 必要とする。
10	ロッドとラビリンスの離隔 /3段ステージラビリンス	0.450 mm (基準値 0.10~0.32) : NG	破損個所があり部品 交換を必要とする。
11	ロッドとラビリンスの離隔 /4段マウスラビリンス	0.485~0.525 mm (基準値 0.08~0.34) : NG	破損個所があり部品 交換を必要とする。
12	ロッドとラビリンスの離隔 /4段ステージラビリンス	0.460 mm (基準値 0.08~0.32) : NG	破損個所があり部品 交換を必要とする。
13	ロッドとラビリンスの離隔 /4段マウスラビリンス	0.490~0.605 mm (基準値 0.10~0.34) : NG	破損個所があり部品 交換を必要とする。
14	ロッドとラビリンスの離隔 /バランスラビリンス	0.395~0.615 mm (基準値 0.26~0.50) : NG	部品交換や調整を 必要とする。
15	ローター/スラストメタル を取外し時の動き量	5.45 mm (基準値 3.6≦) : OK	
16	ローター/内側スラストメ タルを組込み時の動き量	2.51 mm (基準値 1.8≦) : OK	
17	ローター/外側スラストメ タルを組込み時の動き量	2.94 mm (基準値 1.8≦) : OK	
18	流体接手軸と圧縮機軸の ずれ	500.27 mm (基準値 500±0~+0.5) : OK	
19	流体接手軸と電動機軸の ずれ	500.34 mm (基準値 500±0~+0.5) : OK	
20	増速機/主軸と軸受けの 離隔	0.21 mm (基準値 0.160~0.235) : OK	
21	増速機/主軸と軸受けの 離隔	0.21 mm (基準値 0.160~0.235) : OK	
22	増速機/主軸とスラストの 離隔	0.30 mm (基準値 0.280~0.380) : OK	
23	増速機/主軸と軸受けの 離隔	0.20 mm (基準値 0.160~0.235) : OK	

	検査項目	結果	対策
24	増速機／主軸と軸受けの 離隔	0.18 mm (基準値 0.160~0.235) : OK	

高圧CO₂圧縮機(12C-003)

	検査項目	結果	対策
1	主軸とジャーナル軸受の 離隔	0.132~0.142 mm (基準値 0.11~0.14) : NG	部品交換や調整を 必要とする。
2	主軸とスラスト軸受の 離隔	0.28 mm (基準値 0.23~0.33) : OK	
3	ロッドとシーリングラビリ ンス(中、内)の離隔	0.16~0.39 mm (基準値 0.06~0.28) : NG	部品交換や調整を 必要とする。
4	ロッドとラビリンスの離隔 ／4段ステージラビリンス	0.36 mm (基準値 0.08~0.34) : NG	部品交換や調整を 必要とする。
5	ロッドとラビリンスの離隔 ／5段マウスラビリンス	0.35~0.37 mm (基準値 0.08~0.32) : NG	部品交換や調整を 必要とする。
6	ロッドとラビリンスの離隔 ／カップリング側	0.16~0.37 mm (基準値 0.06~0.28) : NG	部品交換や調整を 必要とする。
7	ローター／スラストメタル を取外し時の動き量	5.25 mm (基準値 3.6≤) : OK	
8	ローター／内側スラストメ タルを組込み時の動き量	2.30 mm (基準値 1.8≤) : OK	
9	ローター／外側スラストメ タルを組込み時の動き量	2.95 mm (基準値 1.8≤) : OK	
10	流体接手軸と圧縮機軸の ずれ	500.01 mm (基準値 500±0~+0.5) : OK	
11	流体接手軸と電動機軸の ずれ	500.00 mm (基準値 500±0~+0.5) : OK	
12	増速機／主軸と軸受けの 離隔	0.19 mm (基準値 0.118~0.182) : NG	部品交換や調整を 必要とする。
13	増速機／主軸と軸受けの 離隔	0.19 mm (基準値 0.118~0.182) : NG	部品交換や調整を 必要とする。
14	増速機／主軸とスラストの 離隔	0.29 mm (基準値 0.247~0.398) : OK	
15	増速機／主軸と軸受けの 離隔	0.17 mm (基準値 0.117~0.175) : OK	
16	増速機／主軸と軸受けの 離隔	0.16 mm (基準値 0.117~0.175) : OK	